Instituto Tecnológico de Toluca

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

“EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA DE UN PROCESO DE DESALACIÓN DE UN EFLUENTE INDUSTRIAL PARA RECUPERAR AGUA”

TESIS

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA AMBIENTAL

PRESENTA:
ADRIANA HERNÁNDEZ MIRAFLORES
No. CONTROL: M22280264

DIRECTOR(a) DE TESIS:
DOCTORA CLAUDIA ROSARIO MURO URISTA

CODIRECTOR(a) DE TESIS:
M. EN C. MARIA CLAUDIA DELGADO HERNÁNDEZ

METEPEC, ESTADO DE MÉXICO, JUNIO DE 2024

Metepec, Edo. de México, 11/junio/2024

DR. JOSÉ LUIS GARCÍA RIVAS
JEFE DE LA DIVISIÓN DE ESTUDIOS
DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN
P R E S E N T E

Por este medio comunicamos a usted que la comisión Revisora designada para analizar la tesis denominada **"EVALUACIÓN DE LA EFICACIA DE UN PROCESO DE DESALACIÓN DE UN EFLUENTE INDUSTRIAL PARA RECUPERAR AGUA"**, que como parte de los requisitos para obtener el grado académico de Maestro en Ciencias de la Ingeniería Ambiental presenta el **C. ADRIANA HERNÁNDEZ MIRAFLORES** con número de control **M22280264** para sustentar el acto de Recepción Profesional, ha dictaminado que dicho trabajo reúne las características de contenido y calidad para proceder a la impresión del mismo.

A T E N T A M E N T E

Dra. CLAUDIA ROSARIO MURO URISTA
DIRECTOR DE TESIS

M. en C. MARIA CLAUDIA DELGADO HERNÁNDEZ
CODIRECTOR DE TESIS

Dra. YOLANDA ALVARADO PÉREZ
REVISOR DE TESIS

Dra. VIANNEY DIAZ BLANCAS
REVISOR DE TESIS

ccp. Archivo
EAH

Metepec, Edo. de México, 13/junio/2024
DEPI-3200- 193/2024

ADRIANA HERNÁNDEZ MIRAFLORES
CANDIDATO AL GRADO DE MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA AMBIENTAL
PRESENTE

De acuerdo con los Lineamientos para la Operación de los Estudios de Posgrado en el Tecnológico Nacional de México y las disposiciones en este Instituto, habiendo cumplido con todas las indicaciones que la Comisión Revisora realizó con respecto a su Trabajo de Tesis titulado "EVALUACIÓN DE LA EFICACIA DE UN PROCESO DE DESALACIÓN DE UN EFLUENTE INDUSTRIAL PARA RECUPERAR AGUA", la División de Estudios de Posgrado e Investigación de este Instituto, concede la Autorización para que proceda a la impresión del mismo.

Sin más por el momento, quedo de usted.

EDUCACIÓN | TECNOLÓGICO NACIONAL DE MÉXICO
INSTITUTO TECNOLÓGICO DE TOLUCA
DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

ATENTAMENTE
Excelencia en Educación Tecnológica®
"Educación, integridad y ciencia"

JOSÉ LUIS GARCÍA RIVAS
JEFE DE LA DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

ccp. Archivo
JLGR/EAH

DEDICATORIAS

A DIOS

Primeramente, a él, porque nada de lo que fue hecho hubiera sido hecho sino solo por él y porque jamás podría confiar en mi arco, ni aún mi espada me salvaría; así que en Dios me gloriare todo el tiempo, y para siempre alabaré su Santo Nombre Sal. 44:6-8.

A MI ESPOSO

Por todo su apoyo y amor incondicional y sus oraciones

A MIS PADRES

Por todo su ejemplo, apoyo, consejos y amor y también sus oraciones, porque nunca nos han dejado solos

A MIS HERMANOS

Por estar siempre presentes y por brindarnos también su apoyo, amor y oraciones.

AGRADECIMIENTOS

A la Dra. Claudia Rosario Muro Urista por compartir conmigo de sus grandes conocimientos y motivarme a continuar en esta bella labor por la investigación, por su asesoramiento, consejos, y por su paciencia y dedicación invaluables.

A la M. en C. María Claudia Delgado Hernández por motivarme e impulsarme a estudiar la Maestría y por todos sus edificantes consejos y apoyo durante ésta investigación.

A mis compañeras de Laboratorio siempre dispuestas y en especial a la Dra. Vianney Díaz Blancas que estuvo hombro a hombro trabajando conmigo y auxiliándome con sus grandes conocimientos convirtiéndose en una gran amiga para mí.

Al Instituto Tecnológico de Toluca, a los laboratorios de membranas y de caracterización de materiales, a todo su personal por su disposición de servicio y ayuda brindada

Al CONACyT por el apoyo otorgado, a través de la beca 814360 y por el financiamiento al proyecto de tratamiento de un efluente industrial del sector alimentario de la línea de investigación “Prevención y control de la contaminación del agua” FICDT2021-2028, COMECYT

RESUMEN

Al realizar la evaluación de tratamiento de desalación de un efluente industrial para recuperar agua, se propuso un proceso de resinas de intercambio iónico en flujo continuo como tratamiento previo a la ósmosis inversa para recuperar agua de un efluente industrial que elabora aditivos alimentarios ubicado en el Estado de México, para evitar incrustaciones en la membrana y darle alivio. Se propuso trabajar con tres porcentajes de dilución, tres diferentes tipos de resinas y tres diferentes flujos de alimentación. Todos los procesos se realizaron a flujo continuo utilizando columnas con empaque del material. Los efectos que identificaron las mejores condiciones de operación para el diseño del proceso de intercambio iónico fueron: la determinación de cloruros, la determinación de Solidos Totales y la conductividad.

En la experimentación se observó que, todas las resinas se saturan en el segundo volumen, que no hay efecto en la dilución y que el mejor flujo con el que se trabajo fue de 5 y 10 mL/min, sin embargo, cuando se empleo el sistema de ósmosis inversa, la membrana semipermeable de poliamida utilizada no resultó eficiente para trabajar con un efluente de conductividad de 6.5 y 10.7 mS/cm, que son valores que se obtienen en el primer volumen de las resinas de intercambio iónico, debido a que el porcentaje de recuperación fue de 5 y 15% en ambas conductividades y que por el índice de ensuciamiento también se demostró que las membranas habían perdido su capacidad de retención de sales por lo tanto se recomienda emplear otros tipos de membranas entre las cuales se encuentran la celulosa o polisulfona que también se utilizan para la purificación de agua o implementar otro pretratamiento en el sistema de ósmosis inversa como podría ser la ultrafiltración o microfiltración para la desalación de agua.

ABSTRACT

When carrying out the evaluation of desalination treatment of an industrial effluent to recover water, a process of ion exchange resins in continuous flow was proposed as a prior treatment to reverse osmosis to recover water from an industrial effluent that produces food additives located in the State. from Mexico, to avoid incrustations in the membrane and give relief. It was proposed to work with three dilution percentages, three different types of resins and three different feed flows. All processes were carried out at continuous flow using columns with material packing. The effects that identified the best operating conditions for the design of the ion exchange process were: the determination of chlorides, the determination of Total Solids and conductivity.

In the experimentation it was observed that all the resins are saturated in the second volume, that there is no effect on the dilution and that the best flow with which they worked was 5 and 10 mL/min, however, when the reverse osmosis system, the semipermeable polyamide membrane used was not efficient to work with an effluent conductivity of 6.5 and 10.7 mS/cm, which are values obtained in the first volume of the ion exchange resins, because the recovery percentage was 5 and 15% in both conductivities and the fouling index also showed that the membranes had lost their salt retention capacity; therefore, it is recommended to use other types of membranes, including cellulose. or polysulfone that are also used for water purification or implement another pretreatment in the reverse osmosis system such as ultrafiltration or microfiltration for water desalination.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN 1

1. FUNDAMENTOS 3

1.1 Efluentes Industriales salinos 3

1.2 Características de los efluentes de la industria alimentaria 5

1.3 Procesos de desalación y recuperación en efluentes industriales salinos 6

1.3.1 Procesos Térmicos 6

1.3.2 Procesos basados en las cargas eléctricas de los iones 7

1.3.3 Procesos de tecnología de membranas 10

1.3.4 Procesos integradores para la recuperación de agua 14

2. MÉTODO 16

2.1 Bosquejo del Método 16

2.2 Metodología 17

2.2.1 Caracterización del efluente crudo 18

2.2.2 Pretramiento del efluente utilizando resinas de Intercambio Iónico 20

2.2.3 Efectos estadísticos de las variables implícitas en el proceso de resinas de intercambio iónico 20

2.2.4 Ósmosis Inversa 21

3. RESULTADOS 23

3.1 Caracterización del efluente crudo 23

3.2 Pretramiento utilizando resinas de Intercambio Iónico 23

3.3 Punto de ruptura del proceso de intercambio iónico 25

3.4 Efectos estadísticos de las variables implícitas en el proceso de resinas de intercambio iónico 26

3.4.1 Remoción de cloruros 26

3.4.2 Remoción de Sólidos Totales 27

3.4.3 Iones intercambiados 28

CONCLUSIONES PARCIALES 41

FUENTES CONSULTADAS 44

ANEXOS 49

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Representación de las resinas de intercambio de cationes y aniones (Duarte et al., 2015) 8

Figura 1.2. Representación del ciclo de intercambio iónico en columnas (Ortega et al., 2016) 9

Figura 1.3. Membrana de Filtración por Presión (Koyuncu et al., 2015) 10

Figura 1.4. Rangos de separación de membranas (Kaya et al., 2015) 11

Figura 1.5. Membrana de Ósmosis Inversa (Pavithra et al., 2019) 12

Figura 2.1. Bosquejo del Método para la Evaluación de la eficiencia del proceso de desalación de un efluente industrial para recuperar agua. 16

Figura 2.2. Diagrama del proceso de desalación de un efluente industrial para la recuperación de agua. 17

Figura 2.3. Medición de conductividad 18

Figura 2.4. Medición de pH 18

Figura 2.5. Determinación de Cloruros 19

Figura 2.6. Determinación de Solidos disueltos y Suspendidos 19

Figura 2.7. Columnas empacadas de tres diferentes tipos de resinas 20

Figura 2.8. Sistema de Ósmosis Inversa 21

Figura 3.1. a) y b) Membrana limpia a x5000 y x25000, c) y d) Membrana sucia a x5000 y x25000 36

Figura 3.2 e), f) y g) Membrana limpia a x1000, x5000 y x25000, h), i) y j) Membrana sucia a x1000, x5000 y x25000 38

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1 Características fisicoquímicas del efluente industrial diluido (D1 y D2) 22

Tabla 3.1. Resultados de la caracterización del efluente 23

Tabla 3.2. Caracterización del efluente en el tratamiento con resinas de intercambio iónico 24

Tabla 3.3. Parámetros de Membrana sucia y Membrana limpia 32

Tabla 3.4. Datos de porcentajes de flujo de permeado de agua y rechazo de parámetros de calidad 38

ÍNDICE DE GRÁFICAS

Gráfica 3.1. Representación lineal de la conductividad con respecto a los Solidos Totales **24**

Gráfica 3.2. Punto de ruptura del efluente **25**

Gráfica 3.3. Remoción de Cloruros para cada condición de operación **27**

Gráfica 3.4. Solidos Totales removidos para cada condición de operación **27**

Gráfica 3.5. Determinación de la capacidad de intercambio en las diferentes condiciones de operación **28**

Gráfica 3.6. Velocidad de permeado **29**

Gráfica 3.7. Conductividad de permeado **29**

Gráfica 3.8. Velocidad de rechazo **30**

Gráfica 3.9. Conductividad de rechazo **30**

Gráfica 3.10. Gráficas de los parámetros de membrana sucia y membrana limpia **33**

Gráfica 3.11. Flux de Membrana sucia y Membrana limpia **34**

Gráfica 3.12. Punto isoeléctrico de membrana sucia **35**

Gráfica 3.13. Punto isoeléctrico de membrana limpia **36**

INTRODUCCIÓN

Hoy en día el problema de la escasez y la contaminación del agua son problemas mundiales que van en crecimiento y afectan a la sociedad en general; por tanto, urgen alternativas de solución que ayuden a aminorar la problemática que se espera a futuro por ahogo de contaminantes y falta de agua. Uno de los contaminantes principales en el sector industrial que impide el reúso del agua, es la alta carga de sales que contienen éstos efluentes, debido a la mayoría de sus procesos productivos, como es el caso de la industria alimentaria que utiliza principalmente agua como materia prima, en la limpieza y la producción, que después de su uso, se desecha como aguas residuales. Dentro de la producción en la industria alimentaria suelen desarrollarse aditivos o soluciones salinas con la finalidad de que los alimentos obtengan cierta coloración o se conserven durante largos periodos de tiempo y no sean atacados por los microorganismos, estos conservadores contienen grandes cantidades de sales y suelen prepararse con agua fría, cloruro sódico, nitrito de sodio, además de productos saborizantes. Así pues, la industria dedicada a la conservación de alimentos en general produce efluentes de elevada concentración de sal y dependiendo de la composición y el nivel de contaminación, estos efluentes se tratan y reutilizan como aguas de proceso. Aunque estos efluentes salinos no presentan toxicidad alguna, no obstante, no pueden ser vertidos ni reutilizados sin un proceso de tratamiento previo. De lo contrario, se produciría un importante impacto ambiental y daños en tuberías y equipos de proceso. La necesidad de su tratamiento viene dada por su elevada concentración de sales y porque pueden generar incrustaciones si éstos se llegaran a reutilizar. El principal objetivo de la desalación es separar los iones de sal disueltos de las aguas residuales. Debido al origen de ciertos efluentes industriales, podrían ser necesarios tratamientos adicionales para ayudar a eliminar otros contaminantes presentes.

Debido a su alta concentración de sal, los efluentes suelen ser difíciles de tratar con métodos convencionales y su gestión es complicada y puede ser muy costosa. Sin embargo, aunque existen diferentes opciones para tratar efluentes salinos industriales, las tecnologías más competitivas son el tratamiento mediante membranas.

Esta opción es especialmente interesante cuando los efluentes contienen pocos contaminantes además de las sales, de manera que el pretratamiento necesario para preservar la vida útil de las membranas no debe ser muy complejo.

En éste caso se busca solucionar el problema de los efluentes de una industria ubicada en el Estado de México que sintetiza aditivos alimentarios, mediante la desalación de sus efluentes con un proceso de intercambio iónico seguido de la ósmosis inversa que serán suficientes para generar un efluente de una alta calidad para su reúso. Actualmente, la empresa dispone sus efluentes para tratamiento en una planta convencional externa; sin embargo, se requiere de un estudio completo del tratamiento de sus efluentes para recuperar agua y que ésta se pueda reutilizar en actividades auxiliares de calentamiento y enfriamiento, o bien otro tipo de aplicaciones.

La hipótesis del trabajo es referido a que la evaluación del proceso de salación para recuperar agua será eficiente al emplear resinas de intercambio iónico y ósmosis inversa, seleccionando las mejores condiciones de operación para facilitar la siguiente etapa de ósmosis inversa y poder disminuir la saturación inmediata de las membranas de ósmosis inversa y aumentar el tiempo de trabajo tanto de membranas como de las resinas de intercambio iónico.

El presente trabajo permite evaluar la eficiencia de un proceso de desalación de un efluente industrial para recuperar agua utilizando resinas de intercambio iónico y ósmosis inversa en flujo continuo, a través de; a) Caracterizar el efluente industrial de acuerdo con conductividad eléctrica, sólidos totales y cloruros, b) Diseñar un proceso de resinas de intercambio iónico en flujo continuo como tratamiento previo para recuperar agua de un efluente industrial, c) Evaluar un proceso de osmosis inversa para recuperar agua utilizando un proceso previo de resinas de intercambio iónico.

1. FUNDAMENTOS

Numerosas industrias generan, durante sus procesos productivos, una alta cantidad de efluentes salinos, es decir, caudales de agua residual no desalinizada, que contiene, por tanto, una concentración en sales muy elevada, además de productos químicos residuales empleados en los diversos procesos. Es por ello que este tipo de caudales residuales necesitan de una correcta gestión y tratamiento, con el objetivo de evitar cualquier impacto ambiental y poder contribuir en la disminución de la escasez de este recurso, reutilizando el agua de estos efluentes industriales dentro de los mismos procesos.

Se han evaluado algunos estudios de remoción de sales con una mayor eficiencia al utilizar membranas de osmosis inversa después del uso de membranas de micfrofiltración, nanofoltración, ultrafiltración, electrodiálisis y destilación por membrana a que si estas estuvieran trabajando de manera independiente para la remoción de sales presentes en aguas residuales para su recuperación.

Un ejemplo reportado por Renfrew que utilizo dos alternativas, una al usar Ultrafiltracion con una recuperación de agua del 66.6% y otra al usar Ultrafiltracion y ósmosis inversa y obtener una recuperación de agua de un 88.7%. Otro ejemplo es el reportado por Tun & Groth al usar Destilación por membranas recuperando el 95% de agua, y usando la destilación por membranas acompañada de la osmosis inversa obteniendo el 95% de recuperación de agua. Así como también existe un ejemplo reportado por Venzke donde al emplear la osmosis inversa por si sola, tiene una recuperación del 49%, y al emplear electrodiálisis acompañada de la osmosis inversa obtiene una recuperación de agua del 87%.

1.1 Efluentes Industriales salinos

La variedad de industrias que generan efluentes salinos es amplia, a continuación se analizan las más representativas:

a) Desalación de agua de mar

Consiste en la obtención de agua dulce para consumo humano, uso industrial o agrícola a partir de agua de mar o salmuera. Esta práctica se ha ido generalizando en las últimas décadas en todas aquellas zonas donde existe déficit hídrico y el abastecimiento no está por tanto garantizado. Actualmente es posible la producción intensiva de agua desalada a unos precios moderados, hecho que hace que en muchos casos sea la solución practicada para solucionar los problemas de abastecimiento. Está reportado que en febrero de 2014 existían más de 16.000 plantas desaladoras en todo el mundo, con una capacidad de producción de unos 70 hm^3/día.

a) Industria textil

La industria textil se caracteriza por un elevado consumo de agua, la cual debe ser de gran calidad. Es habitual que el agua, tanto de red como de captaciones propias, sea sometida a un proceso de ablandamiento. Esto quiere decir, que para eliminar la dureza del agua se han utilizado resinas de intercambio iónico, las cuales generan en su proceso de regeneración un efluente de elevada concentración salina. Por otro lado, en el proceso de teñido de la fibra textil, se necesitan elevadas concentraciones salinas en el medio para que el pigmento se fije sobre la pieza de tela.

b) Vertederos de RSU

Los vertederos de residuos sólidos urbanos (RSU) generan efluentes de lixiviados, los cuales deben ser tratados para poder ser vertidos sin que causen impacto ambiental. Generalmente, después de varios procesos, el efluente tratado es sometido a un proceso de ósmosis inversa, con la finalidad de obtener una corriente de agua pura la cual reutilizar o verter, y una corriente más pequeña con los contaminantes concentrados. Estos contaminantes concentrados presentan una elevada concentración salina, puesto que se han concentrado todas las sales presentes originalmente en los lixiviados.

c) Industria del curtido de pieles

Generalmente, los procesos que se siguen en el curtido de las pieles son el de salado (con NaCl), el de ablandamiento (utilizando sulfuro de sodio, polisulfuro de sodio o carbonato de sodio), el de apelambrado (usando sulfuro de sodio, sulfhidrato de sodio, aminas, hidróxido de calcio y sosa cáustica), el de encalado (mediante un baño con sosa caustica), el de desencalado (utilizando ácido clorhídrico, ácido sulfúrico, ácido bórico, cloruro de amonio, acetato de amonio y ésteres cíclicos), el de curtido (sales de cromo y formaldehido), el de teñido, el de engrase, el de secado, el de acondicionado y el de acabado (usando pigmentos, y anilina). Estos productos químicos empleados en los diferentes procesos se van incorporando a las aguas residuales a medida que se van utilizando.

d) Industria química y farmacéutica:

En las industrias química y farmacéutica se utilizan con frecuencia salmueras como fluidos refrigerantes, por sus propiedades, su bajo precio y su baja toxicidad.

e) Elaboración de alimentos

Para que las salmueras ejerzan su efecto como conservante es necesario concentraciones salinas en el producto de entre el 15% y el 20%. Así pues, la industria de salazones y la dedicada a la conservación de alimentos en general producen efluentes de elevada concentración de sal.

1.2 Características de los efluentes de la industria alimentaria

Una de las industrias que mayor impacto genera sobre el medio ambiente es la industria alimentaria, debido a su variedad de procesos productivos y la cantidad de subproductos que se generan. Este tipo de industria consume una gran cantidad de agua para distintas utilidades, tanto como materia prima, refrigerante, agente de limpieza, etc. Los principales componentes por considerar en estos efluentes son las sales presentes, debido a que éstas

sales son arrastradas por durante los procesos de producción, de limpieza, de refrigeración y conservación (Condorchem, 2022).

1.3 Procesos de desalación y recuperación en efluentes industriales salinos

Debido a su alta concentración de sal, estos efluentes suelen ser difíciles de tratar con métodos convencionales y su gestión es complicada y puede ser muy costosa. El principal objetivo de su tratamiento es separar los iones de sal disueltos de las aguas residuales. Debido al origen de los efluentes industriales salinos, podrían ser necesarios tratamientos adicionales para ayudar a eliminar otros contaminantes, como, por ejemplo; metales y otros iones de sal que dan dureza al agua (Llorens M., 2016).

1.3.1 Procesos Térmicos

1.3.1.1 Destilación por efecto múltiple

En cada etapa, el agua de alimentación se calienta con vapor en tubos. Parte del agua se evapora y este vapor fluye hacia los tubos de la siguiente etapa (efecto), calentando y evaporando más agua.

1.3.1.2 Evaporación Instantánea multietapas

Esta tecnología hace pasar una corriente caliente de agua salina a varias cámaras (de 12 a 20) con un decrecimiento de bajas presiones, donde parte del agua de la solución se vaporiza instantáneamente. Este vapor, normalmente es aprovechado mediante un intercambiador para la siguiente cámara.

1.3.2 Procesos basados en las cargas eléctricas de los iones

1.3.2.1 Procesos con resinas de intercambio iónico

Las resinas de intercambio iónico son partículas granuladas, generalmente sintetizadas en base a polímeros insolubles contenidos en una matriz polimérica reticulada por la acción de un agente entrecruzante y con grupos inorgánicos que actúan como grupos funcionales; Se produce un hinchado del polímero cuando el disolvente penetra en los poros de la estructura polimérica, ensanchándolos y abriendo la estructura, favoreciendo la permeabilidad de iones en la matriz de la resina y mejora la accesibilidad a los grupos funcionales (Cervantes, 2015). Generalmente las resinas se encuentran como perlas, con un diámetro aproximado de 0.6 mm. El intercambio iónico se lleva a cabo por transferencia de iones de la resina con iones presentes en un fluido. Este proceso consiste en pasar la solución acuosa por partículas sólidas que contienen cationes y/o aniones intercambiables, reemplazando los cationes y/o aniones en solución (Manahan, 2013). Dentro de los materiales de intercambio iónico se encuentran las zeolitas, arcillas y algunos polímeros, principalmente sintéticos, dentro de los cuales se encuentran las resinas (Solís, 2013).

1.3.2.2 Tipo de resinas de intercambio iónico

De acuerdo a su grupo funcional las resinas de intercambio se clasifican como:

a) Resinas catiónicas de ácido fuerte, se producen por sulfonación del polímero con ácido sulfúrico, el grupo funcional es el ácido sulfónico (-SO3H) que es altamente ionizable, intercambian iones positivos (cationes).

b) Resinas catiónicas de ácido débil, el grupo funcional es un ácido carboxílico (COOH) presente en uno de los componentes del copolímero. Son resinas altamente eficientes, tienen menor capacidad de intercambio, no son funcionales a pH bajos, elevado hinchamiento y contracción, lo que hace aumentar las pérdidas de carga o provocar roturas en la columna cuando no cuentan con suficiente espacio en su interior.

c) Resinas aniónicas de base fuerte, se obtienen a partir de la reacción de copolímeros de estireno-divinilbenceno clorometilados con aminas terciarias. El grupo funcional es una sal

de amonio cuaternario, (R4N+). Intercambian iones negativos y necesitan una gran cantidad de regenerante, normalmente hidróxido de sodio.

d) Resinas aniónicas de base débil, resinas con grupo funcional de poliamina con grupos de amina primaria (-NH2), secundaria (-NHR) y terciaria (-NR2). En la Figura 1.1 se presenta una imagen de resinas de intercambio iónico, catiónica y aniónica (Duarte et. al., 2015).

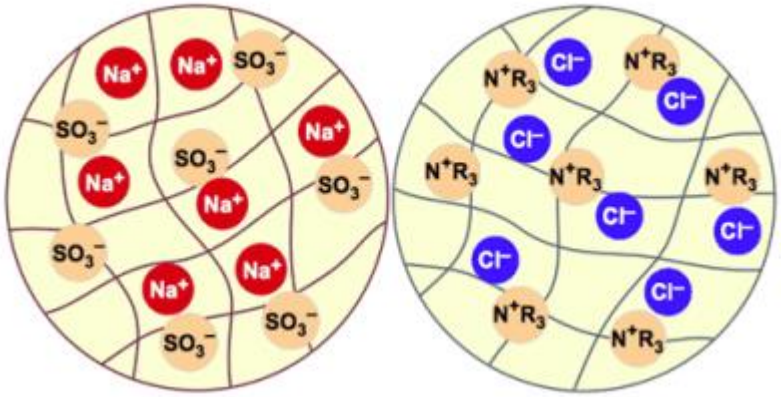


Figura 1.1. Representación de las resinas de intercambio de cationes y aniones

Las líneas representan el esqueleto polimérico de las resinas, para la resina intercambiadora de cationes el grupo funcional son sulfonatos (SO3 -) y el ion intercambiable es el sodio (Na+), y para la resina intercambiadora de aniones el 11 grupo funcional es amonio cuaternario (N+R3) y el ion intercambiable es el cloruro (Cl-) (Reyna, 2014).

1.3.2.3 Propiedades de las resinas de intercambio iónico

Las propiedades químicas de una resina de intercambio iónico son determinadas por su estructura y por la naturaleza del grupo funcional (-S03H, -COOH, -NH2, entre otros). Las propiedades químicas que adquiere la resina son la capacidad de intercambio iónico y la selectividad. La capacidad de intercambio de una resina es la cantidad de iones que puede intercambiar en determinadas condiciones experimentales y depende del tipo de grupo funcional y del grado de entrecruzamiento de la matriz de la resina expresado en equivalentes por litro. Por ejemplo, una resina intercambiadora de cationes fuertemente acida tiene una capacidad de 1.8 a 2.2 eq/L, una resina intercambiadora de cationes

débilmente acida tiene una capacidad total de 3.7 a 4.5 eq/L, una resina intercambiadora de aniones débil o fuerte tiene una capacidad total de 1.1 a 1.4 eq/L (Hidalgo, 2006).
La capacidad útil de una resina es una fracción de su capacidad total y se expresa también en eq/L y corresponde a la cantidad de iones que puede intercambiar durante un ciclo y se calcula con la siguiente formula: (Reyna, 2014)

$$Capacidad\ util\ de\ la\ resina, \frac{eq}{L} = \frac{t * Caudal * Ci}{V\ resina}$$

Donde t es el tiempo de operación en la columna hasta que se agota en horas, Caudal es flujo de alimentación en L/h, Ci es la concentración inicial de iones a eliminar en eq/L, V resina es el volumen de la resina en L.

1.3.2.4 Operación de los intercambiadores iónicos

El tratamiento de una disolución con un intercambiador iónico se puede llevar a cabo mediante dos configuraciones distintas, en discontinuo o en columna. Durante la operación de estas resinas, en primera parte se encuentra la resina inicial, posteriormente se observa el intercambio de iones entre la resina y la solución de alimentación, seguido a esto, se observa que ya no hay intercambio, momento en el cual se debe iniciar la regeneración de la resina como se muestra en la Figura 1.2 (Ortega V. et al., 2016).

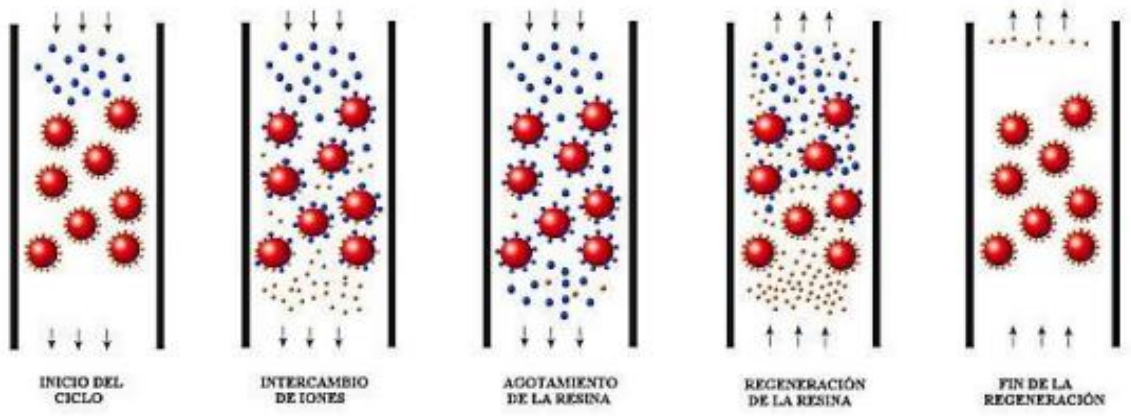


Figura 1.2. Representación del ciclo de intercambio iónico en columnas

El proceso global consta de varias etapas como el empaquetamiento de la columna, el acondicionamiento, la etapa de carga y regeneración.

1.3.3 Procesos de tecnología de membranas

Entre los procesos que más han evolucionado en el proceso de recuperación de agua en las últimas décadas se encuentran los de filtración a través de membrana. Éstos consisten en forzar el paso del líquido a filtrar a través de una membrana, la cual permite el paso y rechazo de partículas con características particulares y tamaño que están contenidas en el líquido. El líquido que pasa a través de la membrana se le llama permeado, y al que se rechaza se le llama rechazo. (Gnanasekaran G. et. al., 2021). Las membranas son altamente factibles en el tratamiento de efluentes residuales industriales y presentan una alternativa factible para la recuperación de agua debido a que son procesos complementarios de depuración.

Los procesos de separación basados en membranas (MBSP) pueden eliminar endotoxinas, bacterias, virus y otros patógenos de los desechos biológicos. En la Figura 1.3, se muestra un esquema que representa a una membrana y su forma de actuar. La membrana funciona como una pared de separación selectiva en la que ciertas sustancias pueden atravesarla, mientras que otras quedan atrapadas en ella (Koyuncu et al., 2015).

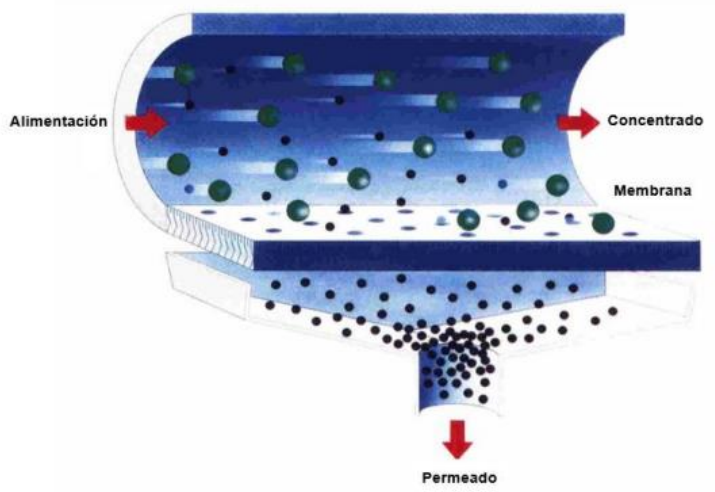


Figura 1.3. Membrana de Filtración por Presión

Para que el agua y algunas sustancias atraviesen la membrana, es necesario aplicar presión. La tecnología por membrana tiene dos campos de acción: la recuperación del agua y la recuperación de los materiales contenidos en los efluentes. Cuando el proceso de filtración por membranas es regido por la presión, los procesos se dividen en microfiltración

(MF), ultrafiltración (UF), nanofiltración (NF) y ósmosis inversa (OI), la diferencia en cada uno de estos procesos radica en el tipo de membrana, en la Figura 1.4 se muestra el tamaño de las partículas para cada tipo de membrana que es regido por presión.

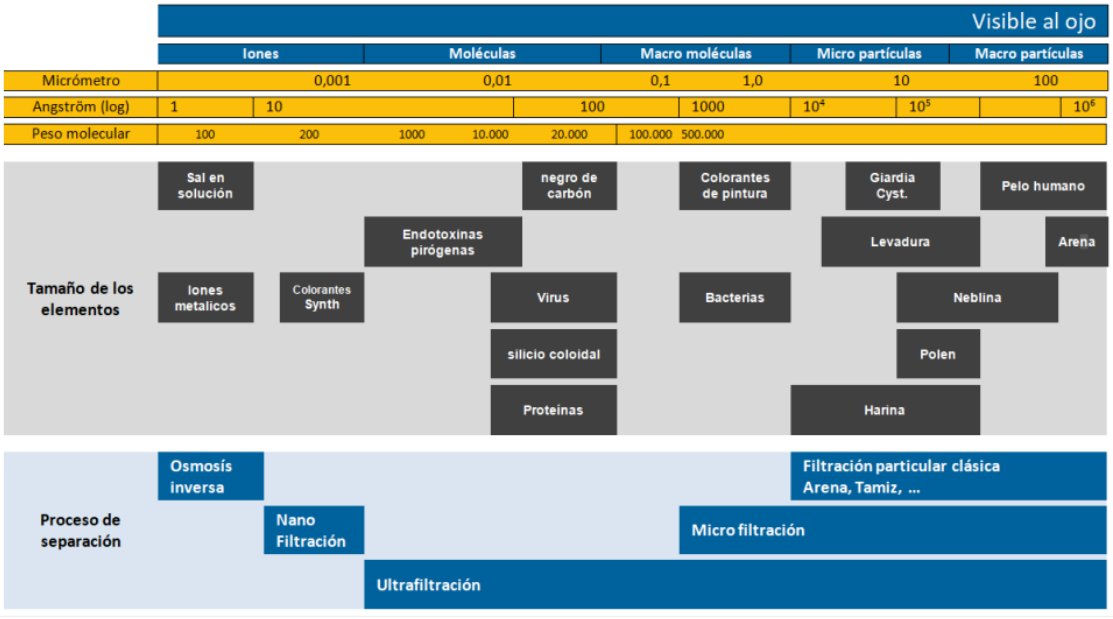


Figura 1.4. Rangos de separación de membranas

Cuando se necesita desalinizar el agua, se aplican membranas de NF y OI, como éstas no actúan según el principio de porosidad; la separación ocurre por difusión a través de la membrana. Por tanto, la presión requerida para realizar estas operaciones es mucho más alta que la requerida para la MF y UF, pero en este caso la productividad es mucho más baja (Kaya et al., 2015). En el proceso de OI se obtiene el nivel más fino de filtración posible (Bartholomew, 2017).

1.3.3.1 La ósmosis inversa

El proceso de Ósmosis Inversa (OI) es un proceso de membrana impulsado por presión, que ha sido ampliamente aplicado y reconocido como la tecnología líder del proceso de desalinización (Wenten, 2016). Para producir agua pura a partir de una solución salina, debe aplicarse una fuerza que sea mayor a la presión osmótica de la solución, quedando las sales retenidas por la membrana, Figura 1.5 (Xiong et al., 2017). Particularmente, la osmosis

inversa es ideal para efectos de purificación o retención de solutos de bajo peso molecular como son las sales. Con respecto a su costo, la osmosis inversa es considerada con costos bajos de instalación, y medianos en su mantenimiento (Pavithra et al., 2019).

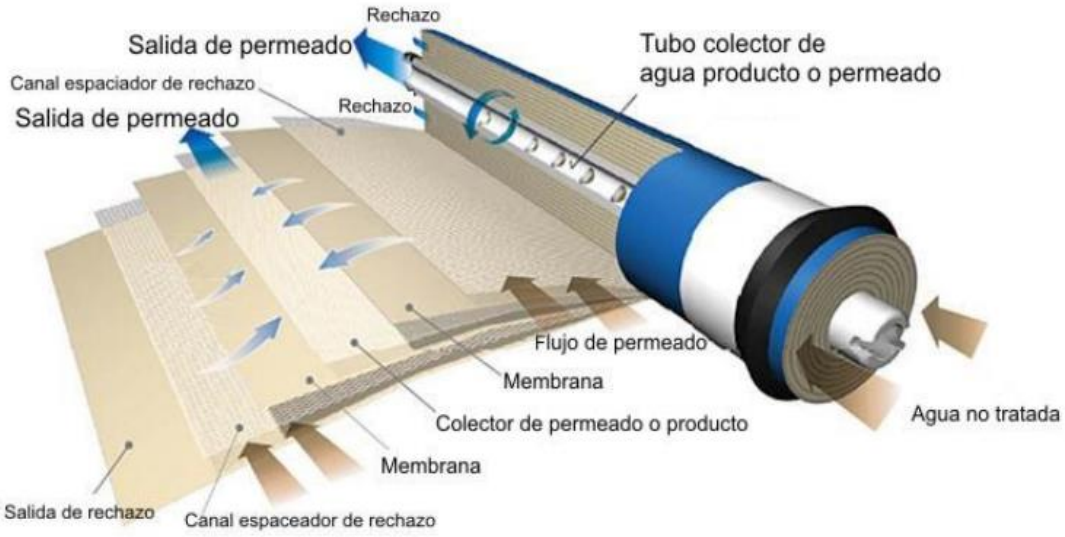


Figura 1.5. Membrana de Ósmosis Inversa

1.3.3.2 Condiciones de operación del proceso de Ósmosis Inversa

La membrana de Ósmosis Inversa es solo uno de los componentes del sistema de filtración. El sistema de separación incluye una bomba, recipientes y tuberías, conexiones asociadas, unidades de monitoreo y control de las variantes de operación (presión, flujo, entre otras). Las variables que se controlan para este proceso de filtración son el flujo de alimentación, temperatura, tiempo de operación, presión transmembrana y velocidad de flujo.

a) Flujo de alimentación (Fa): Es necesario determinar bajo que flujo de alimentación puede operar la membrana de aplicación, para definir el tipo de membrana y tamaño de poro adecuado y llevar a cabo una separación eficiente, acorde a los contaminantes que se desean separar.
b) Temperatura (T): Está relacionada con la densidad y viscosidad de la alimentación, tanto del soluto como del solvente.

c) Tiempo de operación (t): Se refiere al tiempo en que el volumen de filtrado permanece constante. Cuando se inicia el proceso, es necesario esperar a que el flujo de salida sea constante, esto varía de acuerdo con cada separación.

d) Presión transmembrana (PTM): Se define como el promedio de la presión de entrada (Pe) y salida (Ps) al módulo de membrana. La PTM es una de las variables más importantes que afectan el flujo de permeado y su calidad, ya que es posible que con una PTM baja, se obtenga escasa densidad de permeado, mientras que, si se tiene una PTM alta, produce obstrucción en los poros de la membrana (Saeki et al., 2017). Se utiliza la siguiente expresión para realizar el cálculo:

$$PTM = \frac{(Pe + Ps)}{2} = \Delta P = (Pe - Ps)$$

e) Velocidad de flujo (Vf), es referida a la velocidad del caudal a través de la membrana; está en función de la potencia de la bomba, el volumen que soporta la membrana y de una válvula dosificadora de flujo, que está a la salida del módulo de la membrana. La velocidad de flujo se determina por la siguiente ecuación:

$$Vf = \frac{Fa}{Atm}$$

En donde Fa es el caudal que circula en el interior de la membrana en m^3/s, Atm es el área transversal de la membrana en m^2 y Vf está dada por lo general en (m/s).

Para seleccionar las membranas adecuadas a las necesidades de la separación, es determinante conocer sus características. Los principales requisitos que debe cumplir una membrana se refieren a la permeabilidad y selectividad, resistencia mecánica adecuada, estabilidad química y térmica en las condiciones de trabajo, baja velocidad de obstrucción, un largo y confiable funcionamiento y una relación costo/producción, que debe ser mejor que en otros procesos de separación (Muro et al., 2009). En este sentido, las propiedades de las membranas están en función de los aspectos que determinan estas características, como la selectividad de las membranas, la densidad de flujo de permeado, calidad del permeado, resistencia hidráulica, coeficiente de permeabilidad hidráulica y la colmatación de las membranas (Saeki et al., 2017).

1.3.3.3 Fouling

Consiste en la deposición de varios materiales sobre la superficie de la membrana que conduce a una disminución de la eficiencia de la desalinización. La falta de presión adicional debida a la naturaleza del proceso y la tendencia a un flujo de agua bajo condicionan el ensuciamiento de las membranas de OD. La acumulación de agentes «foulantes» afecta a la cantidad (flujo del permeado) y a la calidad (concentración de la solución osmótica) del agua producida. Todo esto influye en el rendimiento de las membranas, reduciendo su permeabilidad, aumentando el consumo energético y costes de tratamiento, llegando a estropearlas de forma definitiva (Fábregas J., 2019).

1.3.3.4 Electrodiálisis

Proceso de separación que se lleva a cabo en un equipo en forma de filtro prensa formado por compartimentos delgados entre un par de electrodos que generan una diferencia de potencial y hacen posible el movimiento de los iones.

1.3.4 Procesos integradores para la recuperación de agua

Los desarrollos recientes han visto la integración de varios procesos de membrana para minimizar las limitaciones de cada proceso y de obtener una mayor recuperación de agua. Los procesos de membrana pueden combinarse con otras operaciones y procesos de unidades químicas o acoplarse con varios otros procesos de membrana. Por ejemplo, cuando el proceso de destilación por membrana (MD) se integra con un proceso de membrana impulsado por presión como la nanofiltración (NF) o la ósmosis inversa (RO), se

puede lograr la mayor recuperación de agua ya que MD puede manejar una solución salina altamente concentrada (casi saturada). Algunos de los procesos integradores o complementarias que ayudan en la tecnología de membranas para la recuperación de agua son las que se muestran a continuación: (Daza F. & Rodríguez A., 2021).

2. MÉTODO

2.1 Bosquejo del Método

En la Figura 2.1 se muestra el Bosquejo del Método que describe las etapas a considerar para la realización del proyecto planteado.

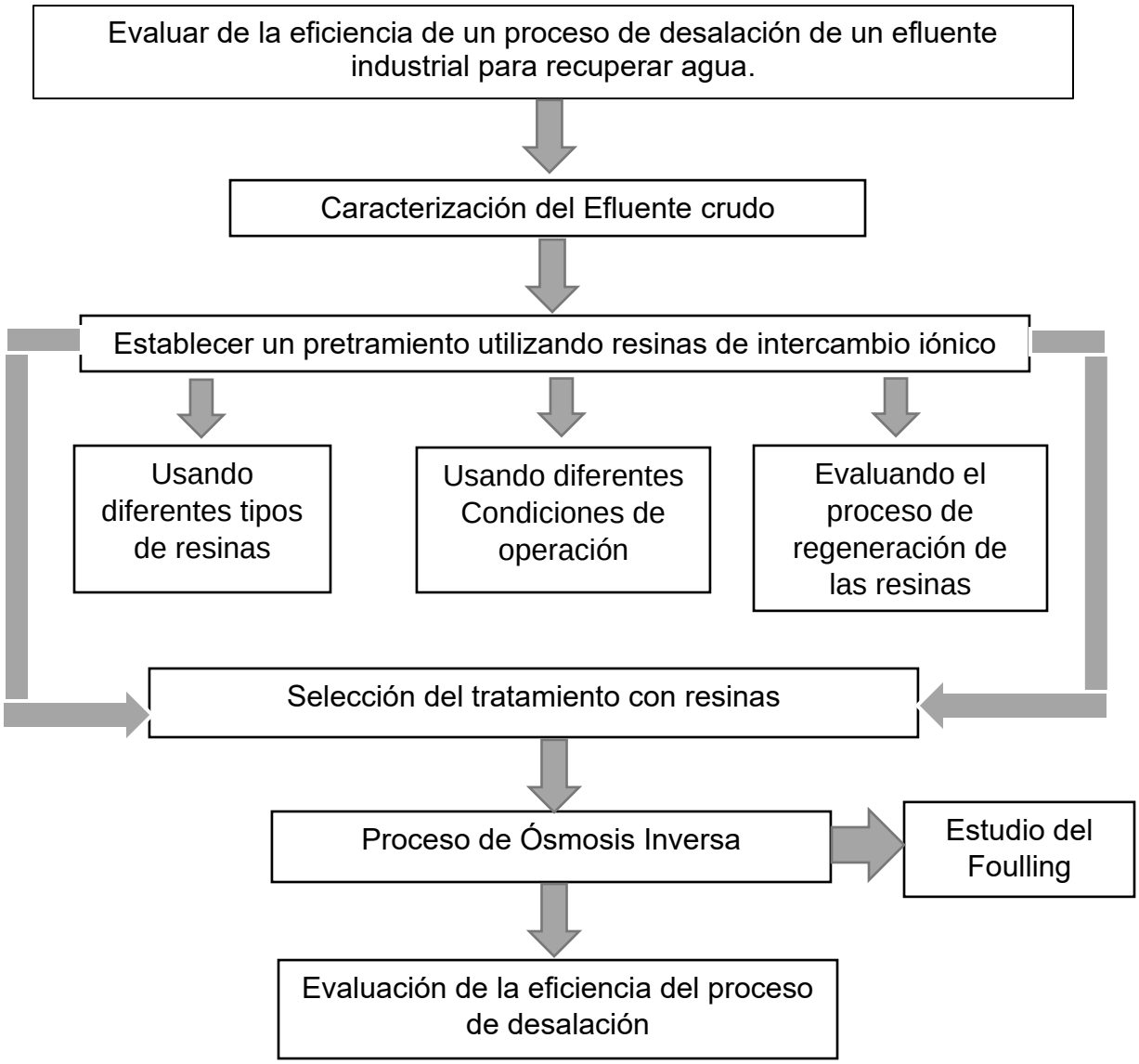


Figura 2.1. Bosquejo del Método para la Evaluación de la eficiencia del proceso de desalación de un efluente industrial para recuperar agua.

2.2 Metodología

El proyecto planteado tiene como propuesta un proceso de desalación de un efluente industrial para recuperar agua, empleando columnas de intercambio iónico a flujo continuo y ósmosis inversa como se observa en la Figura 2.2.

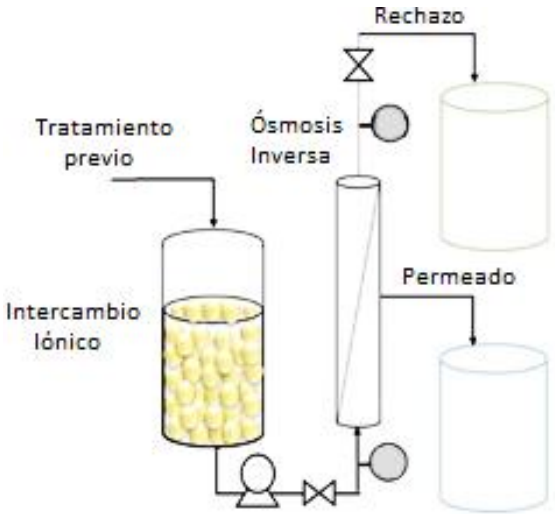


Figura 2.2. Diagrama del proceso de desalación de un efluente industrial para la recuperación de agua.

En este trabajo se plantea que para seleccionar el tratamiento óptimo con las resinas se propone que las columnas de intercambio iónico trabajes a tres diferentes flujos de alimentación (5, 10 y 15 mL/min), a tres diferentes diluciones (0%, 33% y 50%) y con tres diferentes tipos de resinas aniónicas (HPA25, HP2MGL y WA21J).

2.2.1 Caracterización del efluente crudo

Previamente se caracterizó el efluente de alimentación basándose en los procedimientos descritos en las Normas Oficiales Mexicanas de, pH, conductividad, Sólidos totales, disueltos y suspendidos y Cloruros.

a) Determinación de la conductividad

Se determinó el parámetro de conductividad siguiendo las indicaciones de la norma NMX-AA-093-SCFI-2000 a través del conductímetro marca HANNA como se observa en la Figura 2.3.

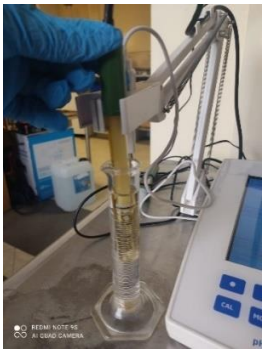


Figura 2.3. Medición de conductividad

b) Determinación del pH

Se determinó el parámetro de conductividad siguiendo las indicaciones de la norma NMX-AA-008-SCFI-2011 a través del potenciómetro marca HANNA como se observa en la Figura 2.4.

Figura 2.4. Medición de pH

c) Determinación de cloruros

Se determinaron Cloruros Totales siguiendo las indicaciones de la norma NMX-AA-073-SCFI-2001 a través del método volumétrico como se observa en la Figura 2.5.

Figura 2.5. Determinación de Cloruros

d) Determinación de Solidos Disueltos y Suspendidos

Se determinaron Solidos Suspendidos y Disueltos siguiendo las indicaciones de la norma NMX-AA-034-SCFI-2015 en un Horno de secado Riossa modelo H-33 como se observa en la Figura 2.6.

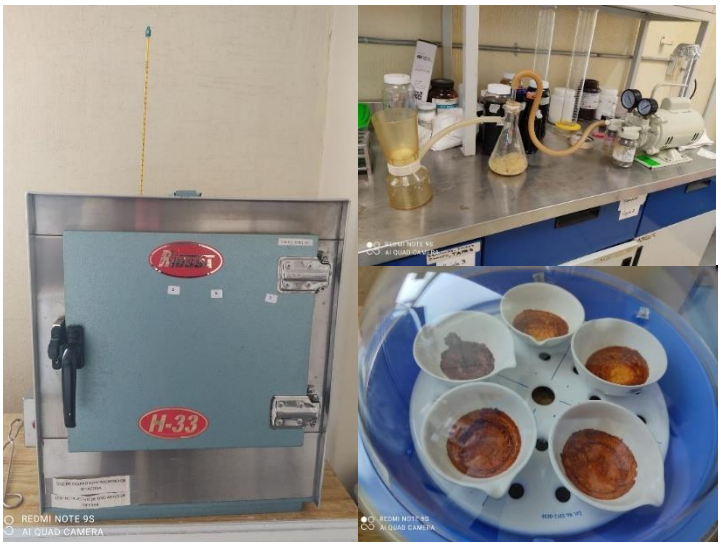


Figura 2.6. Determinación de Solidos disueltos y Suspendidos

2.2.2 Pretramiento del efluente utilizando resinas de Intercambio Iónico

Se llevó a cabo el empacado de las columnas de los tres diferentes tipos de resinas como se observa en la Figura 2.7, primero se enjuagaron las resinas con agua desionizada para su ensanchamiento durante 24 horas. Posteriormente los tres diferentes tipos de resinas (HPA25, HP2MGL y WA21J) se empacaron en tres columnas de vidrio de dimensiones de 34 mm de diámetro y 450 mm de largo. El empacado de las columnas se realizó utilizando lechos con un volumen de 40 mL. Una vez que las columnas fueron empacadas y preparadas, se trabajaron a diferentes flujos de alimentación para cada columna, a 5, 10 y 15 mL/min y con diluciones de 0%, 33% y 50% en el volumen de entrada. Obteniéndose los resultados de efluente tratado para cada operación con las resinas de intercambio iónico en diferentes condiciones.

Figura 2.7. Columnas empacadas de tres diferentes tipos de resinas

2.2.3 Efectos estadísticos de las variables implícitas en el proceso de resinas de intercambio iónico

Se realizó un diseño experimental con 3 Factores, utilizando el método LSD de Fisher y una confianza de 95%, estos 3 factores consistieron en el tipo de resina utilizado, dilución, y diferentes flujos de alimentación utilizados, empleando minitab.

2.2.4 Ósmosis Inversa

Se utilizó una unidad de ósmosis inversa como se observa en la Figura 2.8 tamaño piloto después de haber establecido las condiciones óptimas en la operación de intercambio iónico, evaluando el proceso de ósmosis a conductividades de 0.9 mS/cm, 6.5 mS/cm y 10.7 mS/cm para determinar los parámetros de recuperación de agua y ensuciamiento de la membrana de ósmosis inversa, así como la caracterización de ésta membrana empleada.

Figura 2.8. Sistema de Ósmosis Inversa

2.2.5 Alternativa a la Evaluación de la eficiencia del proceso de desalación, utilizando un Antiincrustante

El experimento se llevó a cabo en el mismo sistema de ósmosis inversa antes mencionado, utilizando efluentes diluidos, como se muestra en la Tabla 2.1

Tabla 2.1 Características fisicoquímicas del efluente industrial diluido (D1 y D2)

Características	**Unidades**	**Efluente diluido D. 1**	**Efluente diluido D. 2**
pH	-	8.5	7.8
EC	mS/cm	10	6.5
TDS	mg/L	7000	5000
TS	mg/L	7075	5500
Cl^-	mg/L	2530	1810

Además, se utilizó el antiincrustante hexametafosfato de sodio (SHMP) para reducir la contaminación de la membrana. El SHMP se alimentó con el efluente, utilizando diferentes dosis (0, 2, 6 10 mg/L), las cuales fueron previamente establecidas según la concentración de TDS en el efluente. En las condiciones mencionadas se evaluó el desempeño de las membranas.

3. RESULTADOS

3.1 Caracterización del efluente crudo

Se realizó la caracterización fisicoquímica del efluente tratado basándose en los procedimientos descritos en las Normas Oficiales Mexicanas de conductividad, Solidos totales, disueltos y suspendidos y Cloruros, como se observa en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1. Resultados de la caracterización del efluente

Parámetro	Resultado	Método	Equipo
pH	9	NMX-AA-008-SCFI-2011	Potenciómetro marca HANNA
Conductividad	58.33 mS/cm	NMX-AA-093-SCFI-2000	Conductímetro marca HANNA
Sólidos totales y disueltos	54 800 y 54 800 mg/L	NMX-AA-034-SCFI-2015	Horno de secado Riossa modelo H-33
Cloruros totales	13 506 mg/L	NMX-AA-073-SCFI-2001	Volumétrico

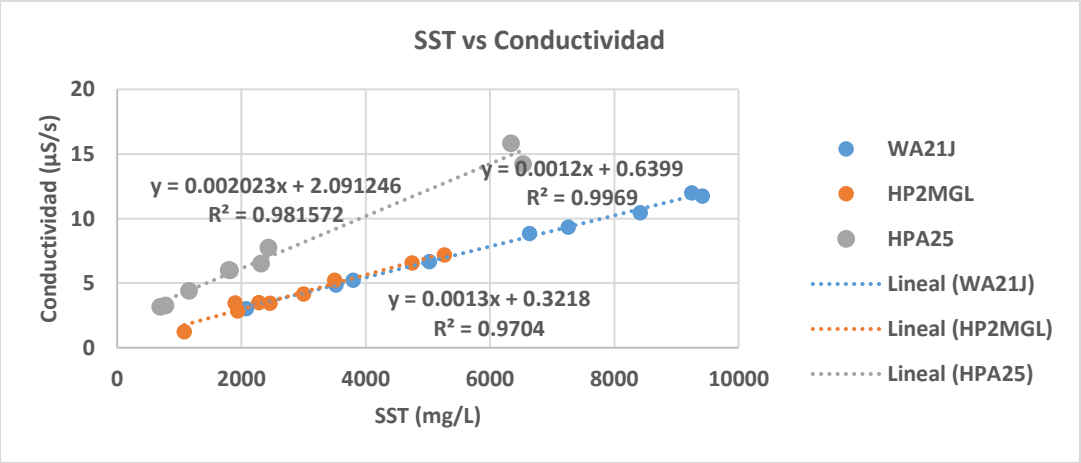
3.2 Pretramiento utilizando resinas de Intercambio Iónico

Los resultados obtenidos de la medición de los parámetros a la salida del uso de las resinas de intercambio iónico de acuerdo a cada condición de operación se muestran en la Tabla 3.2. Los cuales consistieron en la medición de los parámetros de Cloruros Totales, sólidos totales, conductividad y capacidad de intercambio iónico. Para la descripción específica de los resultados se observa mas adelante con el punto de ruptura y con el diseño experimental para encontrar las mejores condiciones de operación del proceso utilizando resinas de intercambio iónico.

Tabla 3.2. Caracterización del efluente en el tratamiento con resinas de intercambio iónico

Condiciones de operación en la alimentación del proceso de intercambio iónico			Cloruros Prom. (mg/L)	Conductividad (mS/cm)			ST (mg/L)		ST INTERCAMBIADOS mg Iones intercambiados/L resina
				Inicial	Volumenes tratados	Conductividad antes de la saturación	Inicial	Volumen 1	
Efluente crudo	Resina HPA25	5 mL/min	4388.71	58.33	3	56.58	54800	6540	104168
		10 mL/min	4112.2	58.33	3	57.39	54800	2440	105940
		15 mL/min	3828.6	58.33	1	15.83	54800	6340	48460
	Resina HP2MGL	5 mL/min	4892.1	58.33	3	56.1	54800	3000	88926
		10 mL/min	3686.8	58.33	3	55.49	54800	5270	82648
		15 mL/min	5175.7	58.33	2	47.38	54800	4750	68651
	Resina WA21J	5 mL/min	2446.05	58.33	4	57.5	54800	6640	96585
		10 mL/min	3119.6	58.33	3	56.48	54800	8420	78256
		15 mL/min	3793.15	58.33	2	50.4	54800	9250	58883
Dilución (33%)	Resina HPA25	5 mL/min	2871.45	42.64	4	40.5	36533	1800	87241
		10 mL/min	3013.25	41.64	3	39.07	36533	780	70289
		15 mL/min	2516.95	41.64	3	40.01	36533	1820	72629
	Resina HP2MGL	5 mL/min	35.45	42.64	5	41.45	36533	3500	74255
		10 mL/min	2162.45	41.64	3	40.92	36533	1080	55999
		15 mL/min	3048.7	41.64	2	31.22	36533	2280	47018
	Resina WA21J	5 mL/min	2162.45	42.64	4	41	36533	5025	47016
		10 mL/min	1098.95	41.64	3	40.41	36533	2080	49319
		15 mL/min	1807.95	41.64	3	40.22	36533	9420	40346
Dilución (50%)	Resina HPA25	5 mL/min	5352.95	31.56	4	30.25	27400	700	61418
		10 mL/min	3403.2	32	1	6.519	27400	2320	37236
		15 mL/min	2871.45	32.65	1	4.4	27400	1160	36384
	Resina HP2MGL	5 mL/min	744.45	31.56	3	30.98	27400	2460	38258
		10 mL/min	1063.5	32	2	26.281	27400	1944	32887
		15 mL/min	3048.7	32.65	2	25.96	27400	1900	33178
	Resina WA21J	5 mL/min	4643.95	31.56	3	31.375	27400	7260	26135
		10 mL/min	460.85	32	2	24.97	27400	3522	31003
		15 mL/min	638.1	32.65	3	32.16	27400	3800	30316

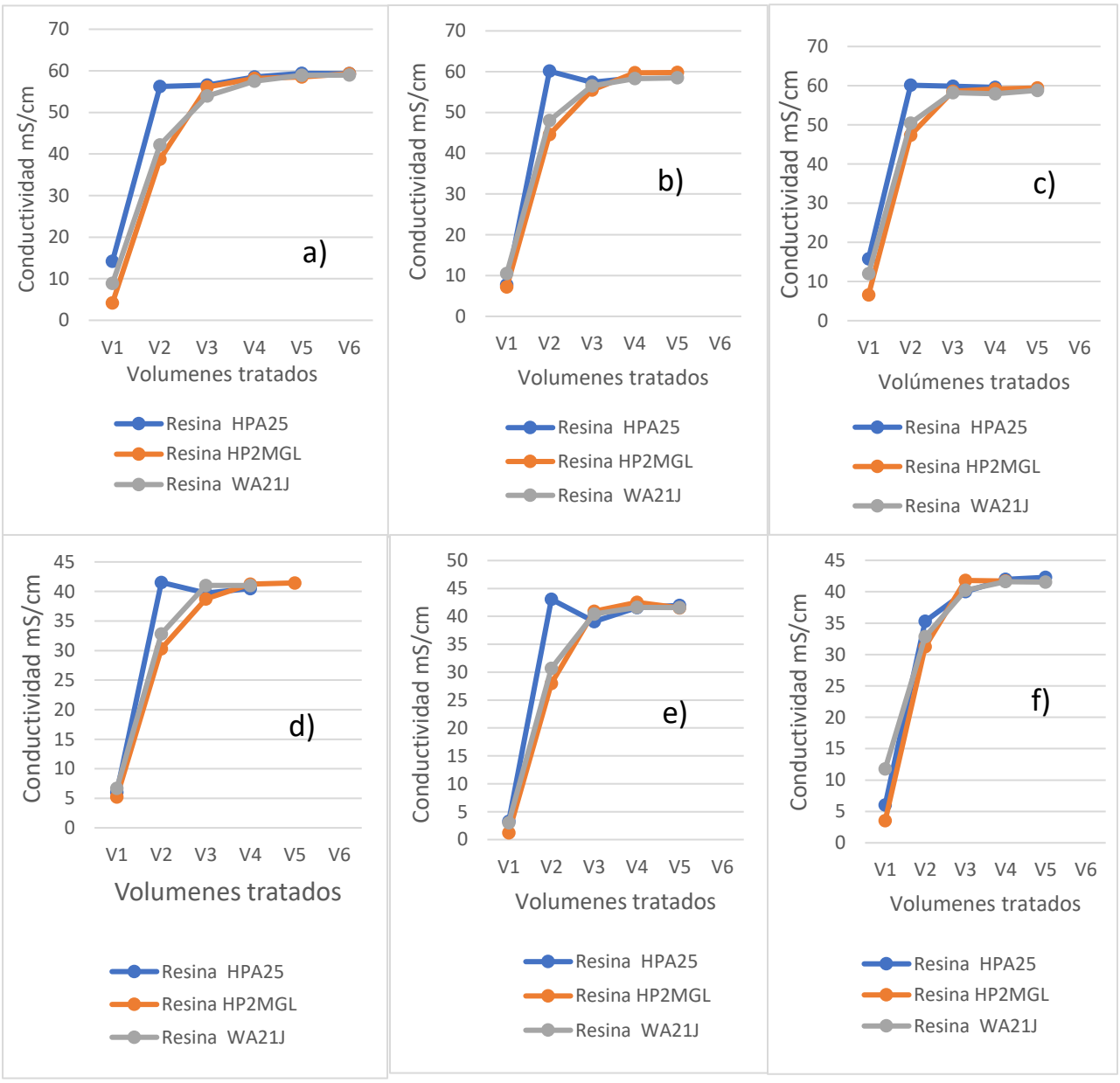
En la Gráfica 3.1 se puede observar una representación lineal de la conductividad respecto de los sólidos totales, indicando una proporcionalidad en cuanto a los valores obtenidos.

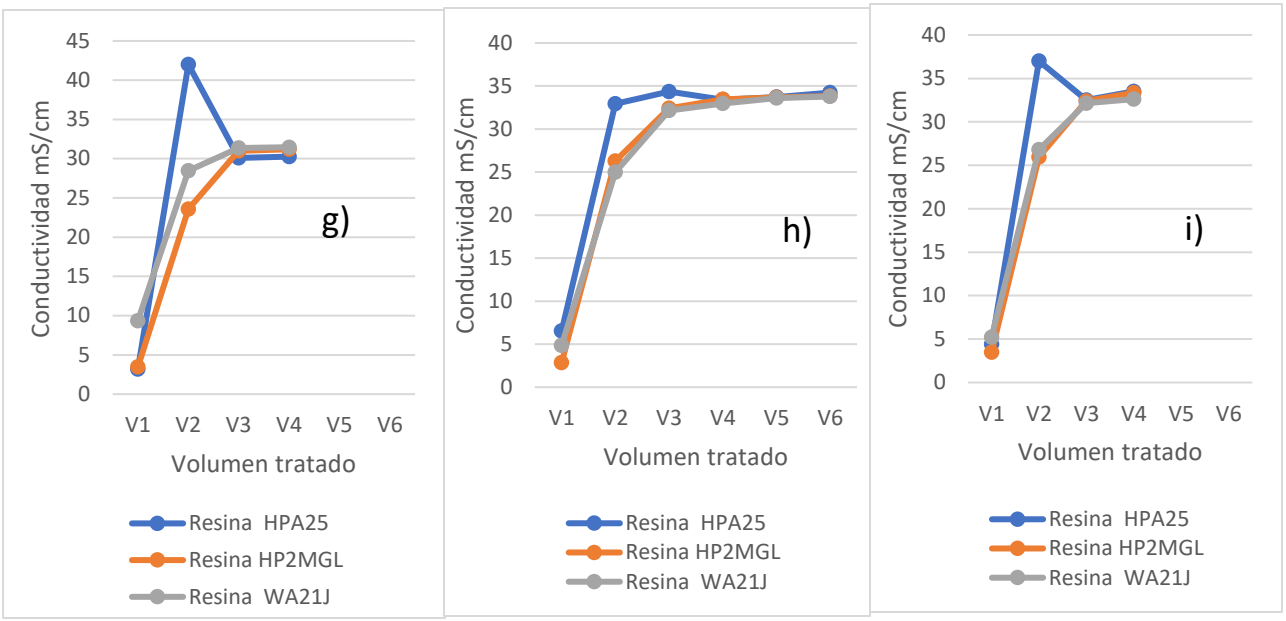


Gráfica 3.1. Representación lineal de la conductividad con respecto a los Solidos Totales

3.3 Punto de ruptura del proceso de intercambio iónico

Para analizar el número de volúmenes que obtuvieron antes de la saturación de las resinas, conocido como punto de ruptura se puede observar en la Gráfica 3.2, donde los números de volúmenes tratados se grafican respecto a la conductividad. Donde se observa que para la resina HPA25 en el segundo volumen surge el punto de ruptura, sin embargo, las otras dos resinas de HP2MGL Y WA21J se comportan de manera similar y su punto de ruptura se encuentra entre el tercer y cuarto volumen.



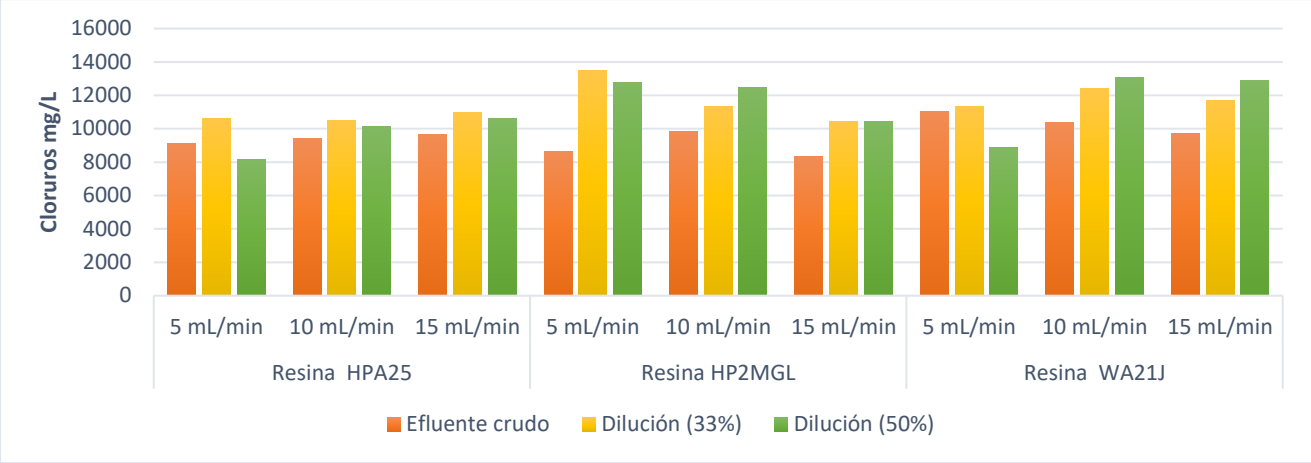


Gráfica 3.2. a) Punto de ruptura del efluente crudo a 5 mL/min; b) Punto de ruptura del efluente crudo a 10 mL/min; c) Punto de ruptura del efluente crudo a 15 mL/min; d) Punto de ruptura del efluente diluido a 33% a 5 mL/min; e) Punto de ruptura del efluente diluido a 33% a 10 mL/min; f) Punto de ruptura del efluente diluido a 33% a 15 mL/min; g) Punto de ruptura del efluente diluido a 50% a 5 mL/min; h) Punto de ruptura del efluente diluido a 50% a 10 mL/min; i) Punto de ruptura del efluente diluido a 50% a 15 mL/min;

3.4 Efectos estadísticos de las variables implícitas en el proceso de resinas de intercambio iónico

3.4.1 Remoción de cloruros

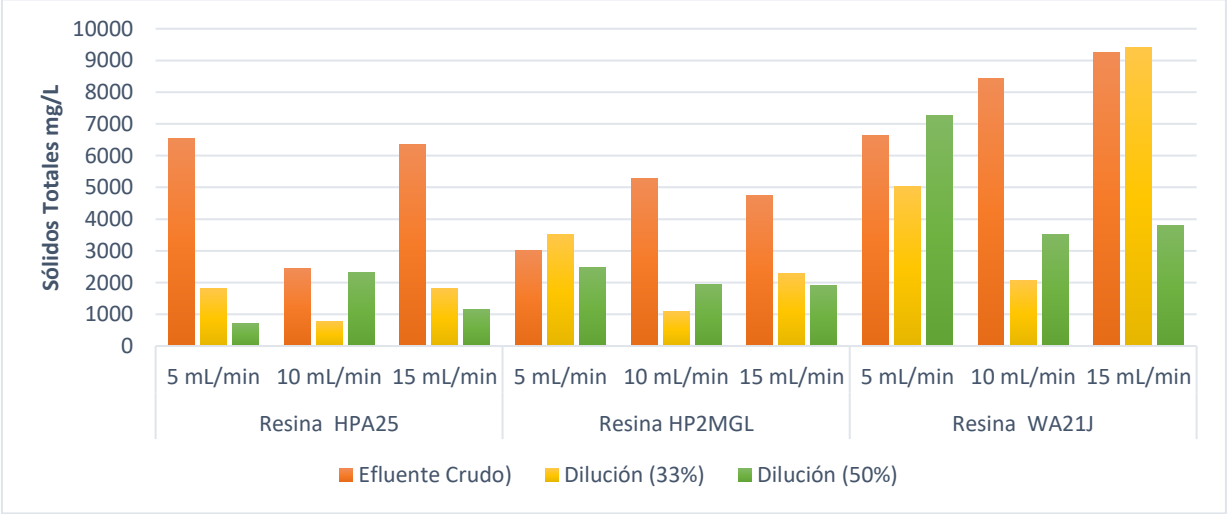
Las diluciones y los tipos de resinas utilizados y los diferentes flujos de alimentación si tienen efecto sobre los cloruros, estos valores se corroboran con la Gráfica 3.3.



Gráfica 3.3. Remoción de Cloruros para cada condición de operación

3.4.2 Remoción de Sólidos Totales

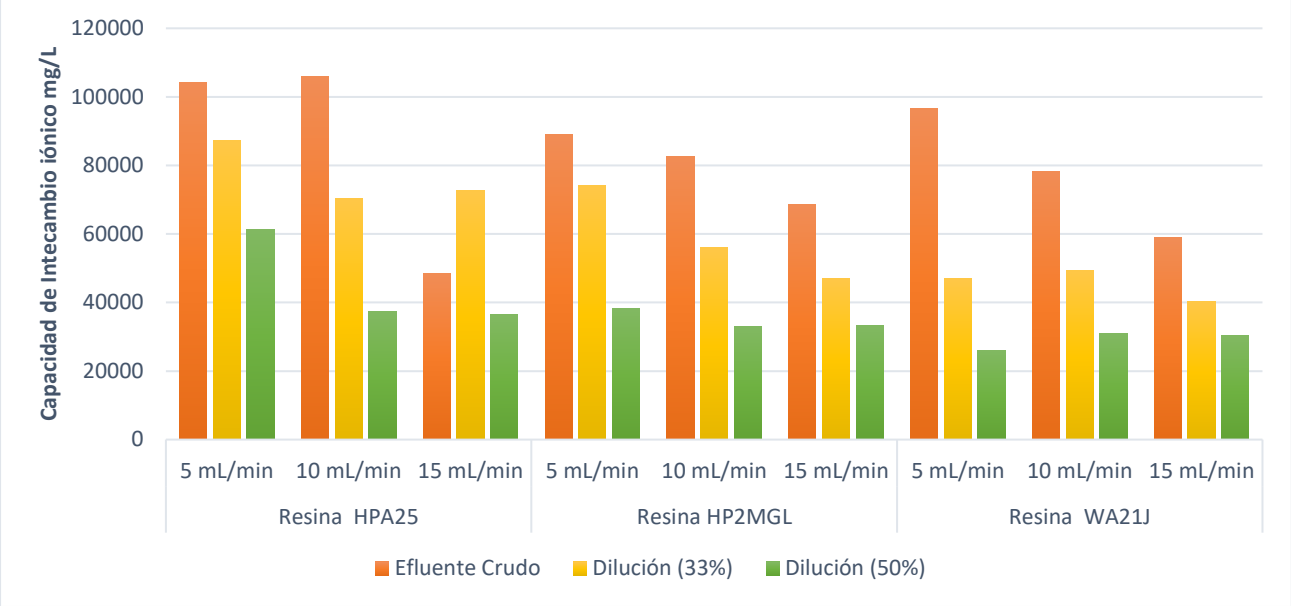
Las diluciones no tienen efecto sobre la remoción de sólidos totales, mientras que para los tipos de resinas y los flujos de alimentación utilizados si efecto sobre la remoción de los sólidos totales, estos valores se corroboran con la Gráfica 3.4.



Gráfica 3.4. Solidos Totales removidos para cada condición de operación

3.4.3 Iones intercambiados

Las diluciones, los tipos de resinas y los flujos de alimentación utilizados si tienen efecto sobre la remoción de sólidos totales, estos valores se corroboran con la Gráfica 3.5.

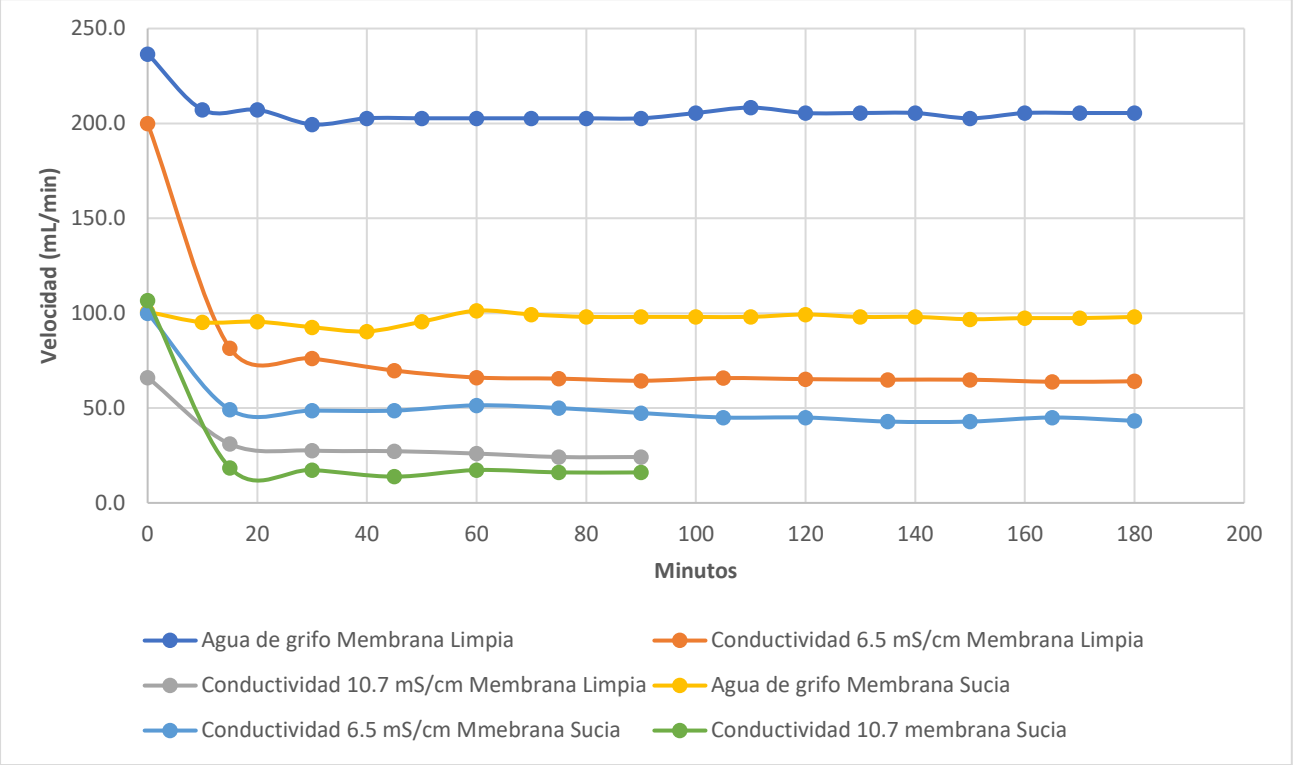


Gráfica 3.5. Determinación de la capacidad de intercambio en las diferentes condiciones de operación

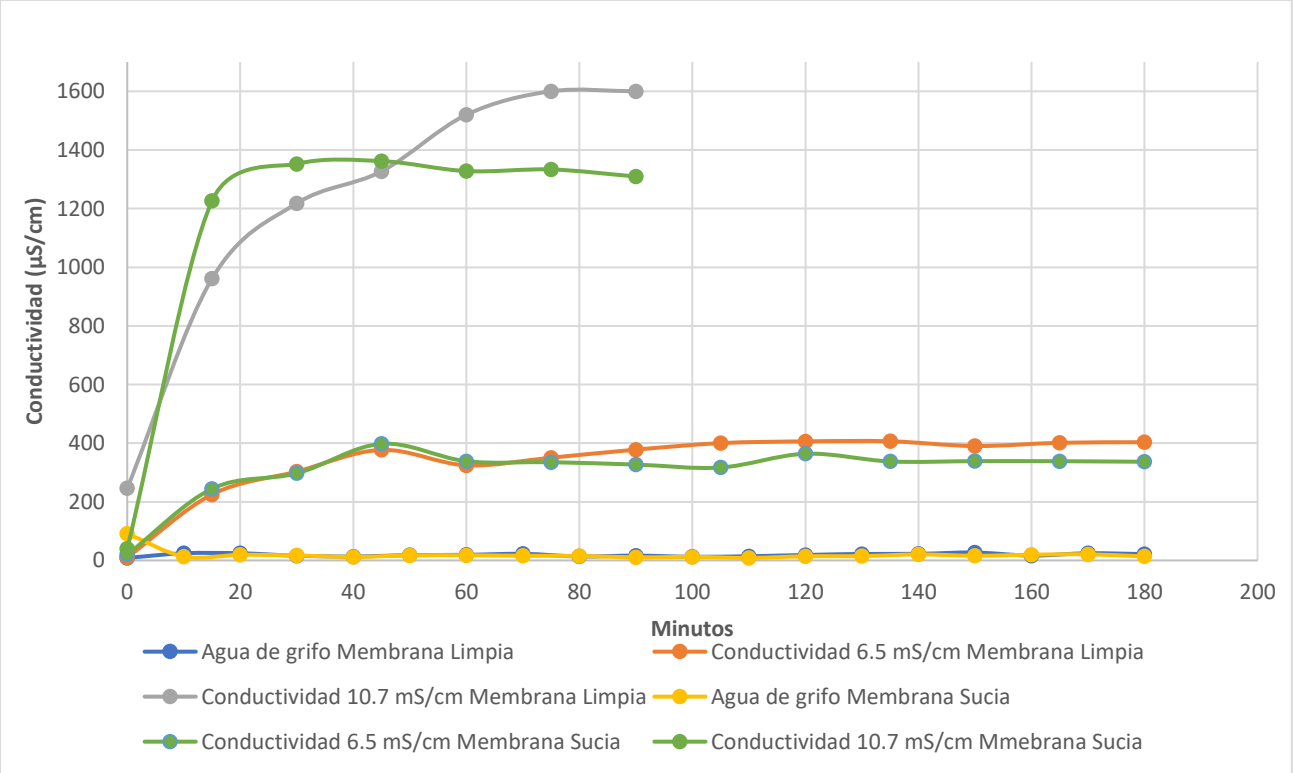
3.5 Ósmosis Inversa

3.5.1 Velocidad y conductividad de permeado

En las gráficas 3.6 y 3.7 se puede observar la velocidad y conductividad de permeado de ambas membranas, sucia y limpia, indicando que ésta permanece constante después de los 18 minutos aproximadamente y que va disminuyendo la velocidad conforme aumenta la conductividad, y que la conductividad no cambia cuando se utilizo la membrana sucia y cuando se utilizo la limpia. Mostrando que la membrana sucia aun es eficiente en la remoción de las sales aunque su velocidad de permeado se reduce cuando aumenta la conductividad.



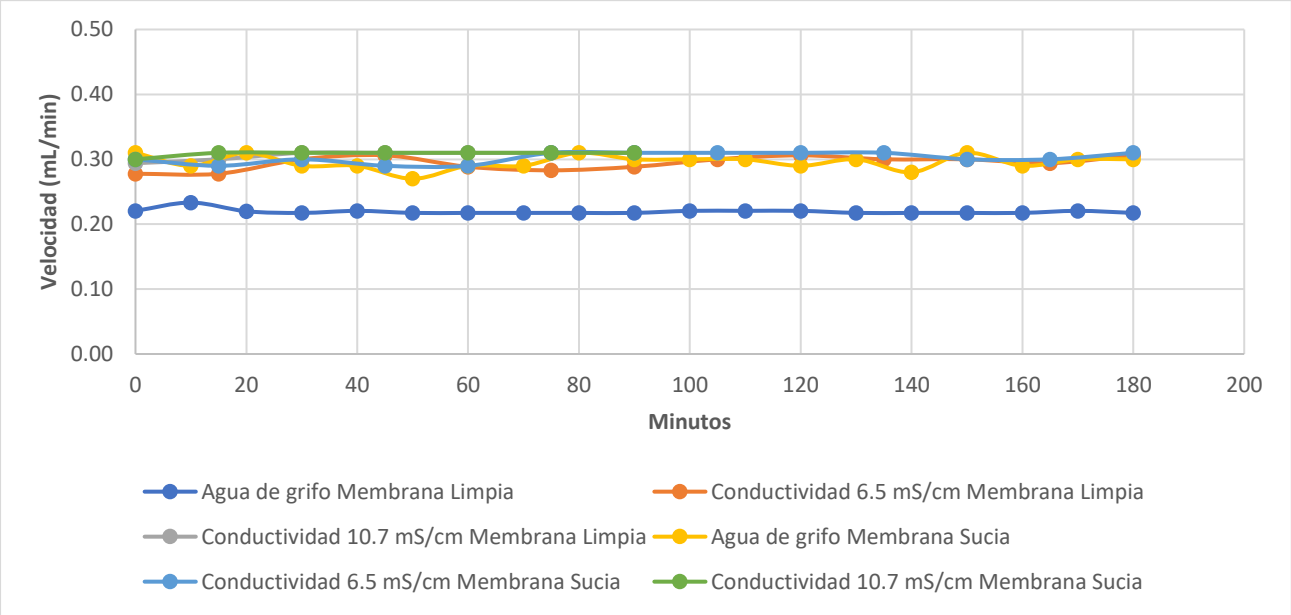
Gráfica 3.6. Velocidad de permeado



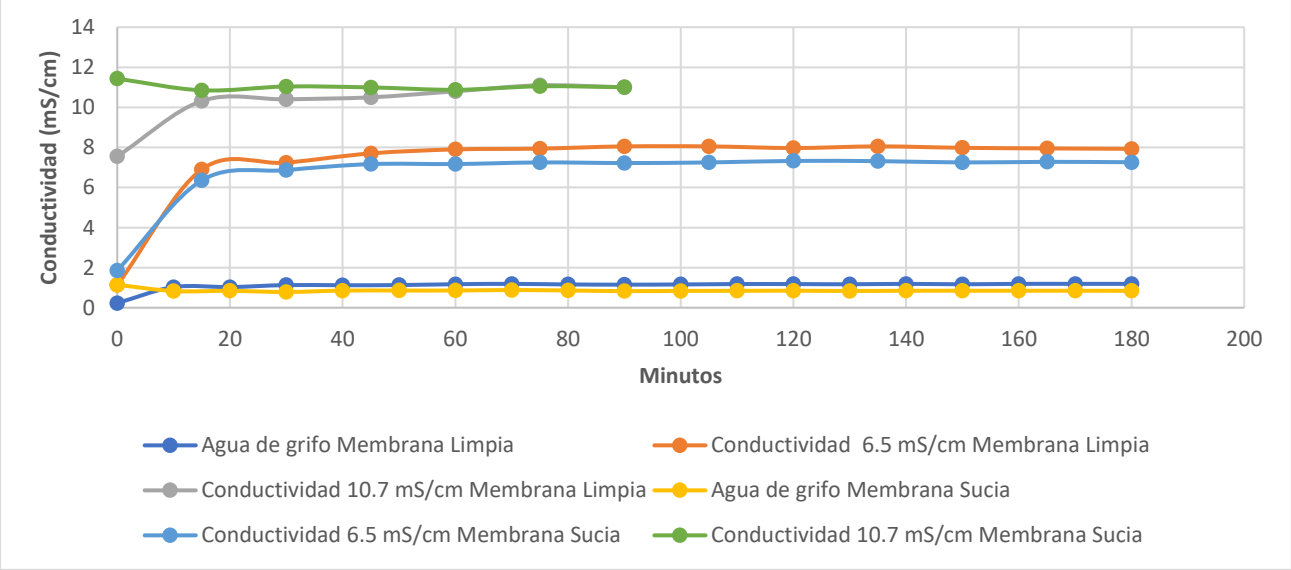
Gráfica 3.7. Conductividad de permeado

3.5.2 Velocidad y conductividad de rechazo

En la velocidad y conductividad de rechazo de ambas membranas como se muestra en las graficas 3.8 y 3.9 se puede observar que permanecen constantes conforme pasa el tiempo de purificación y que no cambian sus valores de velocidad y rechazo cuando se trata de la sucia o la limpia a excepción de la membrana limpia cuando se purifico el agua a la conductividad más baja.



Gráfica 3.8. Velocidad de rechazo



Gráfica 3.9. Conductividad de rechazo

3.5.3 Parámetros de recuperación y ensuciamiento

En la Tabla 3.3 se indican los parámetros de recuperación y ensuciamiento de ambas membranas, observándose que hay una recuperación del doble cuando se usa la membrana limpia que cuando se emplea la ya usada o sucia y cuando ésta trabaja con agua de conductividad de 0.9 mS/cm que corresponde al agua de grifo; el porcentaje de recuperación va disminuyendo considerablemente cuando se trabaja con conductividades mas altas, y cuando se cambia de membrana limpia a membrana sucia.

En el parámetro de porcentaje de rechazo de sales, se observa que éste permanece arriba del 86%, aún cuando se trata de cualquiera de las dos membranas o cuando la conductividad llega hasta 10.7 mS/cm, así mismo el paso de sales que permanece por debajo del 15% cuando se trata de cualquiera de las dos membranas o cuando la conductividad llega hasta 10.7 mS/cm.

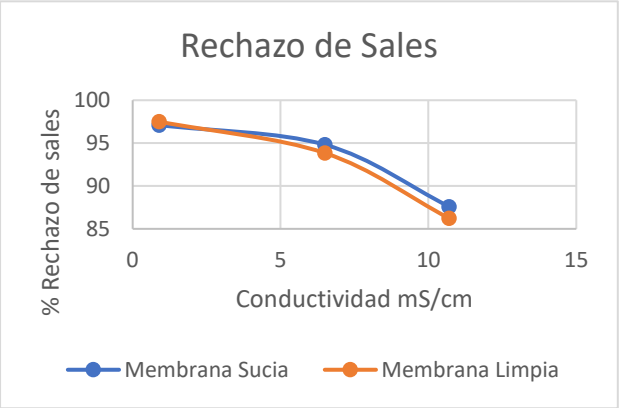
El porcentaje de ensuciamiento y el coeficiente de ensuciamiento disminuye a la mitad cuando se trabaja con la membrana sucia y se hace cambio a la limpia y a su vez aumenta hasta ocho veces cuando se trabaja a una conductividad mayor.

La densidad de flujo de permeado disminuye hasta ocho veces cuando se trabaja a una conductividad de 10.7mS/cm partiendo de una conductividad de agua de grifo que corresponde a 0.9 mS/cm, y a su vez ésta densidad aumenta al doble cuando se cambia de la membrana sucia a la membrana limpia. El coeficiente de permeabilidad hidráulica va disminuyendo conforme se trabajan a conductividades mayores de 6.5 y 10.7 mS/cm y conforme la membrana se va ensuciando.
La resistencia hidráulica de la membrana sucia es de 2.7E-05 nm y cuando se hace el cambio por la membrana limpia esta aumenta a 4.75E-05 nm.
Y finalmente la resistencia por ensuciamiento disminuye a la mitad cuando se trabaja con agua de grifo entre las dos membranas sucia y limpia, y cuando se trabaja a conductividades de 6.5 y 10.7 mS/cm disminuye también la resistencia por ensuciamiento, pero ya no existe mucha diferencia entre la sucia y la limpia.

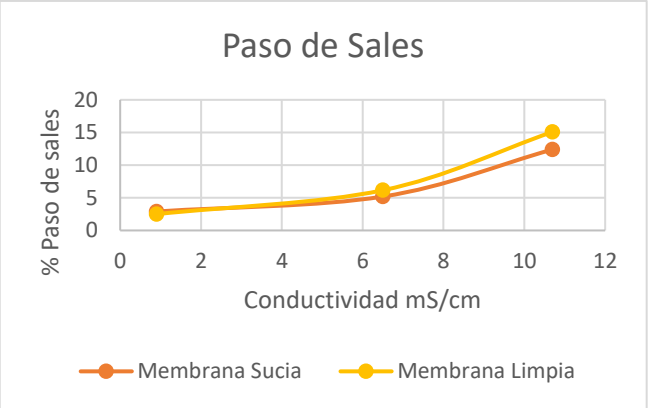
Tabla 3.3. Parámetros de Membrana sucia y Membrana limpia

Parámetros	Agua de grifo (Conductividad 0.9 mS/cm)		Conductividad 6.5 mS/cm		Conductividad 10.7 mS/cm	
	Membrana		Membrana		Membrana	
	Sucia	Limpia	Sucia	Limpia	Sucia	Limpia
% Recuperación de agua	24.62	51.25	13.05	18.43	5.36	7.33
% Rechazo de sales	97.1	97.5	94.81	93.84	87.6	86.23
% Paso de sales	2.9	2.5	5.19	6.16	12.4	15.094
%Ensuciamiento	12.43	5.1	84.04	59.24	94.35	54.45
SDI	0.34	0.829	5.6	3.95	6.3	3.63
Densidad de flujo de permeado ($L/min m^2$)	1.98	4.18	0.9	1.3	0.32	0.5
Coeficiente de permeabilidad Hidráulica	66.5	139	30	44	11	16.42
Resistencia Hidráulica (nm)	2.70E-05	4.75E-05	2.70E-05	4.75E-05	2.70E-05	4.75E-05
Resistencia por ensuciamiento (nm)	0.02	0.042	0.009	0.013	0.003	0.005

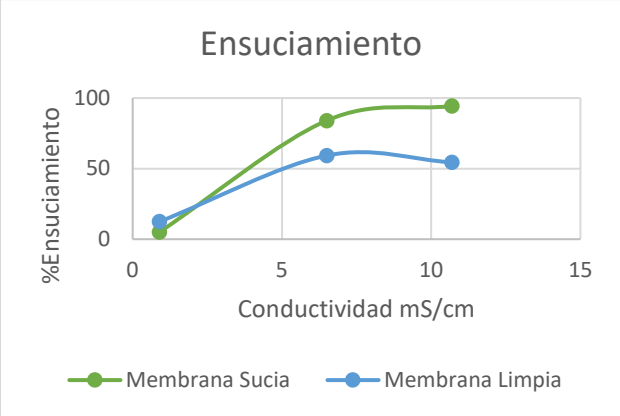
En la Gráfica 3.10 Figura a) y b), indica que tanto el % de paso de sales como el % de rechazo permanecen iguales tanto en la membrana sucia como en la membrana limpia, hay una disminución en el rechazo de aproximadamente 10% y un aumento en el paso de sales de aproximadamente 10%. En Figura c) y d), indica que hay una diferencia considerable en % de ensuciamiento y el % de recuperación cuando se trata del uso de la membrana sucia y el uso de la membrana limpia al emplear agua con conductividad de 10 mS/cm esta diferencia corresponde de un 30 a un 50%. Así mismo se observa que en la figura 9 e) y f) que corresponden al coeficiente de ensuciamiento aumenta conforme aumenta la conductividad y la resistencia por ensuciamiento disminuye conforme aumenta la conductividad.



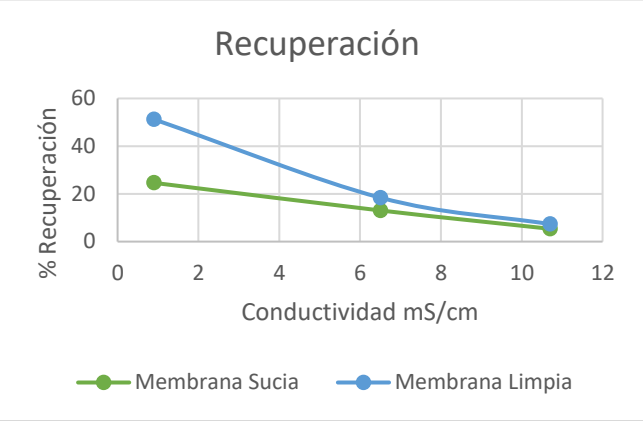
a)



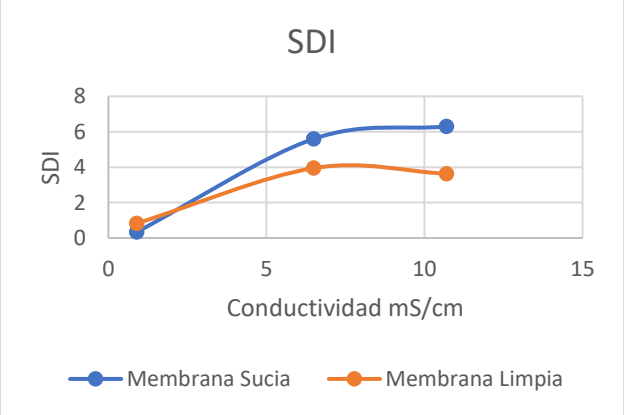
b)



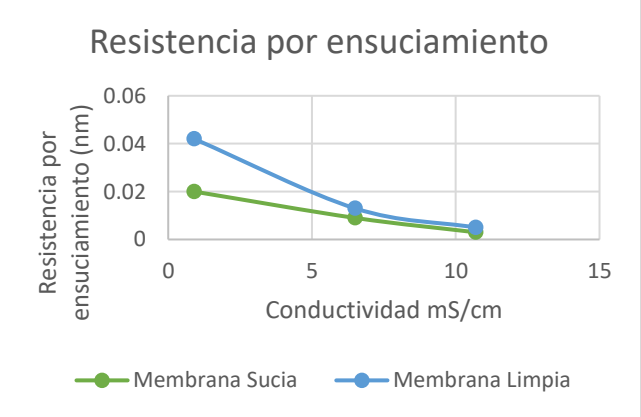
c)



d)



e)

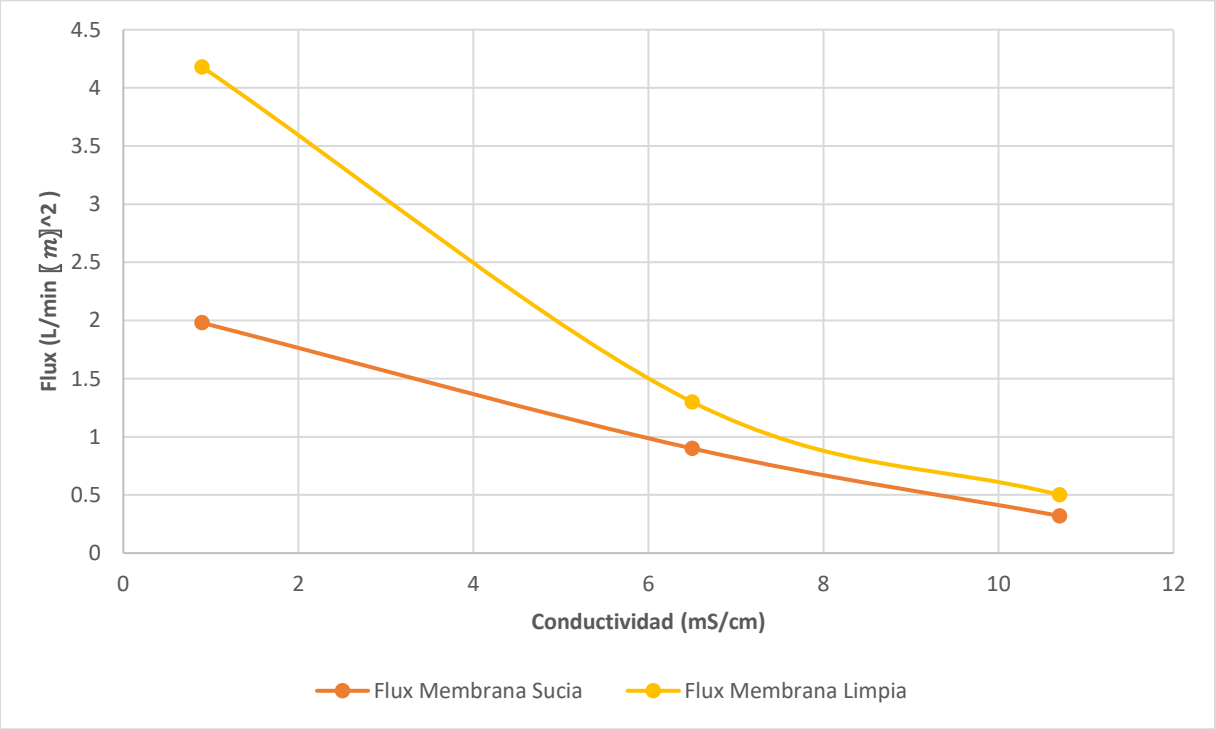


f)

Gráfica 3.10. Gráficas de los parámetros de membrana sucia y membrana limpia

3.5.4 Flux

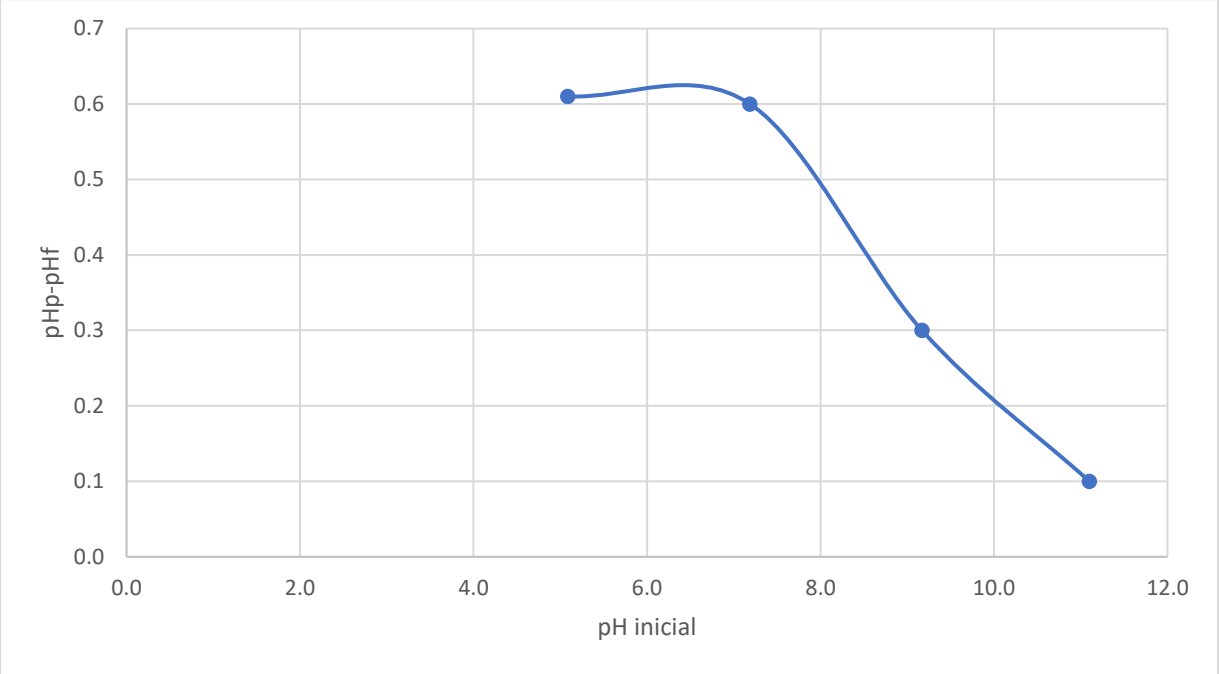
La gráfica Flux 3.11 corresponde a la densidad de flujo de permeado con respecto a la conductividad empleada para la purificación de agua usando la membrana sucia y membrana limpia observándose una diminución hasta de de un 90% por lo que se puede apreciar que las mejores condiciones de trabajo se encuentran entre los valores de conductividad de 1 a 4 mS/cm.



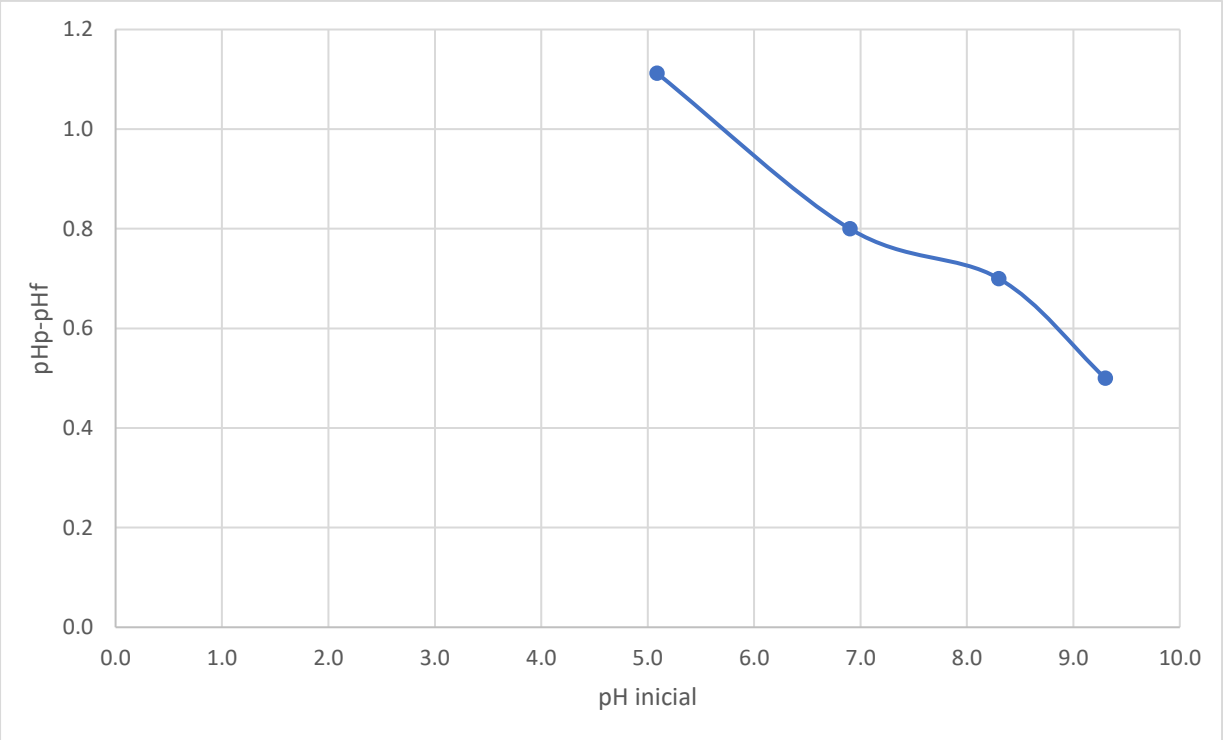
Gráfica 3.11. Flux de Membrana sucia y Membrana limpia

3.5.5 Punto Isoelétrico

El punto isoeléctrico de ambas membranas indican que no hay afectación en el pH de agua a tratar como se observa en las Gráficas 3.12 y 3.13, cuando se trata del uso de una membrana de ósmosis inversa con propiedades de membrana semipermeable de poliamida.



Gráfica 3.12. Punto isoeléctrico de membrana sucia

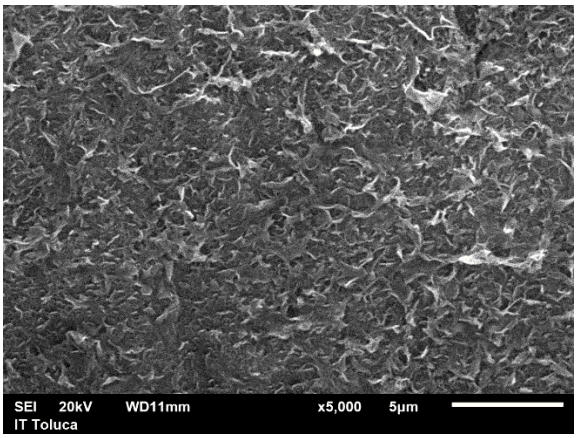


Gráfica 3.13. Punto isoeléctrico de membrana limpia

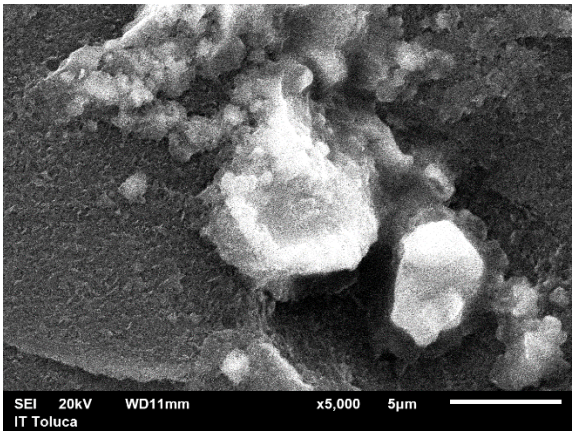
3.5.6 Caracterización de las membranas por SEM

3.5.6.1 Parte externa de la Membrana

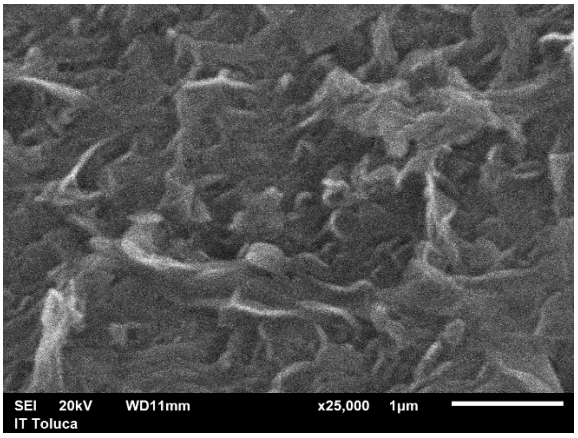
El análisis de microscopía electrónica de barrido (SEM) se encuentra en la morfología estructural de la membrana semipermeable de poliamida y se puede observar en la Fig. 3.1 a) y b), a modo general, una microestructura uniforme y densa con forma tortuosa como de coral en la membrana, sin deformaciones de ésta. La membrana sucia que se observa en la Figura 3.1 c) y d) se encuentran la integración y distribución de las sales retenidas en la membrana.



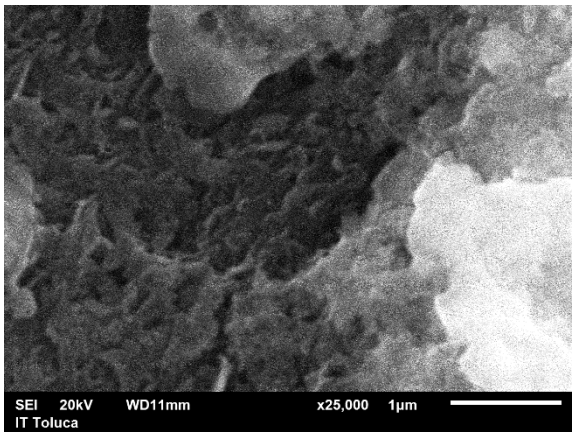
a)



c)



b)

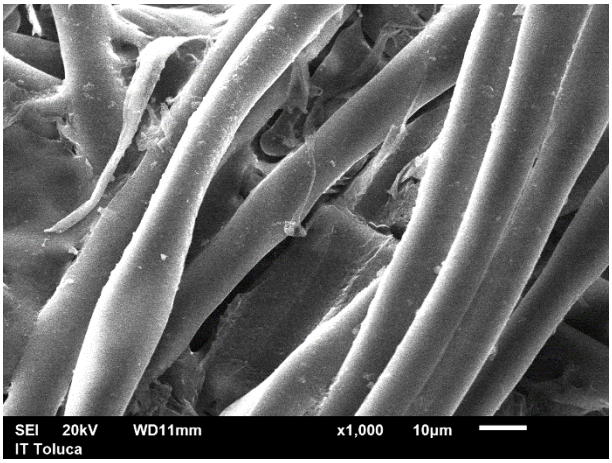


d)

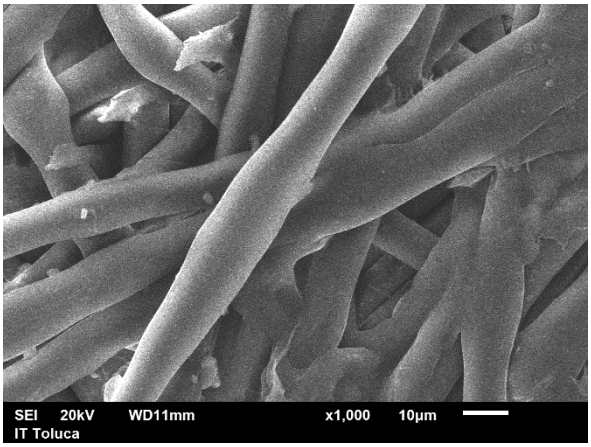
Figura 3.1. a) y b) Membrana limpia a x5000 y x25000, c) y d) Membrana sucia a x5000 y x25000

3.5.6.2 Parte interna de la Membrana

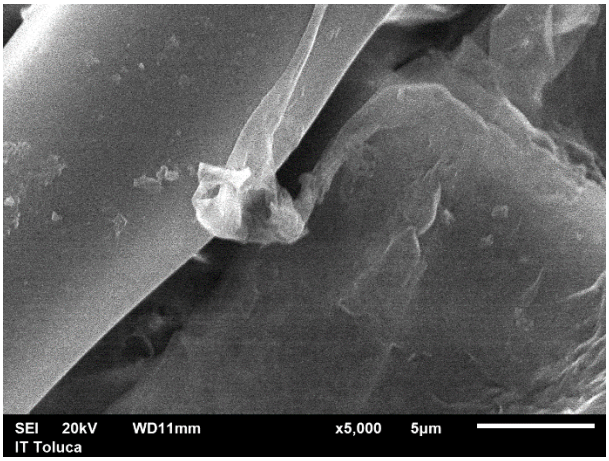
Se observan formas de fibras en la parte interior de la membrana como lo indica en la Figura 3.2 a) y b), las cuales tienen un ancho de aproximadamente 10 nanómetros, observándose también la adherencia de partículas a estas fibras en la figura i) y j) de tamaño de 1 nanómetro aproximadamente.



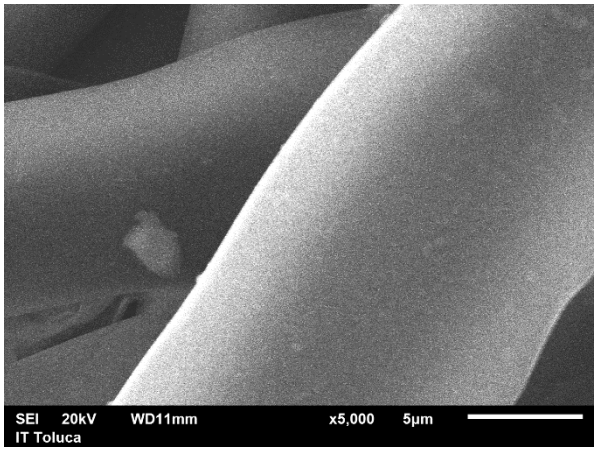
e)



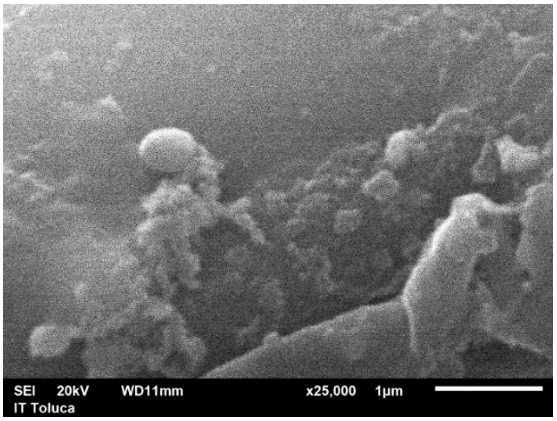
h)

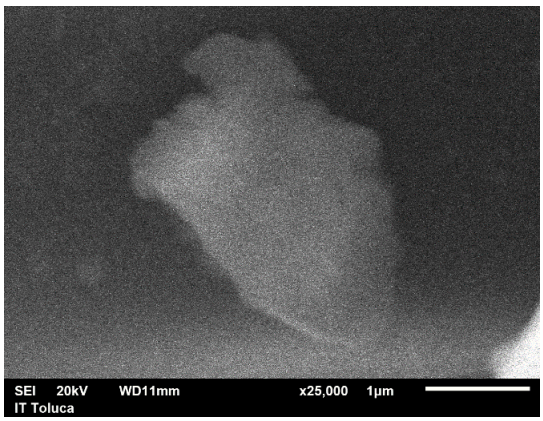


f)



i)





g) j)

Figura 3.2 e), f) y g) Membrana limpia a x1000, x5000 y x25000, h), i) y j) Membrana sucia a x1000, x5000 y x25000

3.6 Alternativa a la Evaluación de la eficiencia del proceso de desalación, utilizando un Antiincrustante

La Tabla 3.4 presenta información sobre la eficiencia de recuperación de agua de la desalinización de efluentes diluidos, utilizando membranas de RO con diferentes dosis de antiincrustante SHMP. La eficiencia de recuperación de agua incluyó flujo de agua como (Jp%), rechazo (R%), rechazo de sólidos totales (TDS%), porcentaje de rechazo de iones como Cl-1 %, así como porcentaje de incrustaciones (F %) e índice de ensuciamiento (SDI). Los datos recolectados corresponden al promedio de tres muestras y tres réplicas.

Tabla 3.4. Datos de porcentajes de flujo de permeado de agua y rechazo de parámetros de calidad del tratamiento de efluentes industriales diluidos (D1 y D2) mediante RO y diferentes dosis de antiincrustante SHMP.

Parámetros de eficiencia de la membrana de OI (%)	**Efluente D. 1 (TDS = 7000 mg/L)**				**Efluente D. 2 (TDS = 5000 mg/L)**			
	Concentración de SHMP (mg/L)							
	0	**2**	**6**	**10**	**0**	**2**	**6**	**10**
Jp	50	55	55	60	60	80	85	85
R	50	70	75	75	60	90	93	93
TDS	55	63	66	77	70	76	76	78
Cl^-	60	65	69	70	50	78	79	79
F	94	87	85	90	84	50	35	44
SDI	6	4	4	5	4	2	3	3

En cuanto a la desalinización comparativa del tipo de efluente diluido mostró una diferencia significativa. La mejor eficiencia se logró con Efluente D. 2, aumentando un 20-25% de Jp debido a la eliminación de iones y reducción de incrustaciones.

A su vez la adición de SHMP también incrementó la eficiencia en ambos efluentes. Sin embargo, el efecto principal se observó en el efluente D. 2, utilizando una dosis de SHMP de 6 mg/L. El efecto de 10 mg/L fue como 6 mg/L; por lo tanto, la dosis de 6-10 mg/L no observó una diferencia significativa. Sin embargo, la dosis de 2 mg/L de SHMP no mostró un efecto significativo sobre la eficiencia de la desalinización ($P<0,05$).

A su vez, el ensuciamiento de la membrana RO (F%) y el índice de ensuciamiento SDI también se redujeron en un 30-40% por la presencia de 6 mg/L de SHMP. Sin embargo, una dosis de SHMP > 6 mg/L aumentó la contaminación de la membrana de ósmosis inversa.

Se complementa la información más reciente mostrando el comportamiento de la cinética de los permeados de OI durante la desalinización de efluentes industriales (diluidos D1 y D2) utilizando SHMP como antiincrustante con dosis de 0-10 mg/L (Fig. 2-3). El comportamiento de los permeados de RO incluyó flujo, TDS, EC y eliminación de Cl-.

Por lo tanto, se sugirieron las mejores condiciones del proceso de OI como el uso de efluente diluido con dosis de antiincrustante de 6 mg/L, debido a que la membrana de OI logró el mayor flujo de agua, mejorando la vida útil de la membrana. Además, se redujo el ensuciamiento de la membrana, debido a la complejación de SHMP con los iones calcio, sodio, magnesio y sulfatos, produciendo un índice SDI satisfactorio.

En consecuencia, la OI no eliminó completamente los iones Cl-; por lo tanto, como requisito para la purificación del agua, la presencia de Cl- en el permeado (agua recuperada) sugirió un proceso de postratamiento para la eliminación de Cl- para mejorar la calidad del agua. En consecuencia, también deberían reducirse los TDS y EC para la reutilización del agua en actividades industriales.

Anteriormente Morais et al. investigaron el efecto antiincrustante de SHMP sobre la eficiencia de la membrana. Los autores encontraron que 2,5 mg/L son suficientes para lograr la inhibición completa del carbonato de calcio en un proceso de desalinización de agua. Sin embargo, Khalek et al. mostraron que el rango de concentración óptimo de SHMP para prevenir la contaminación de la membrana por precipitación de calcio era > 5 mg/L. A su vez, Kumar et al. mostraron que el uso del ácido poliaspártico antiincrustante aumentó el porcentaje de rechazo de sal (93,4%), mejorando la conductividad en el permeado de la

membrana durante la desalinización de agua salobre. La cantidad de antiincrustante presente en el agua tratada con ósmosis inversa no presenta ningún efecto ya que es mínima. Sólo si se supera el límite recomendado podrían surgir ciertos efectos y producir determinadas precipitaciones a partir de estas sales (Greenlee L., 2010). A su vez, la salmuera procedente de RO fue secada para su posible reutilización en la industria alimentaria.

3.6 Propuesta de un Sistema Integrado de RO para desalinización de efluentes industriales

De acuerdo con los datos del tratamiento de efluentes industriales, la Figura 3.3 muestra un diagrama de proceso del sistema de RO para el tratamiento de efluentes industriales para recuperación de agua. El sistema sugerido incluye un proceso de RO, utilizando un antiincrustante para la desalinización. A su vez, la EDI se propone como postratamiento para la eliminación de iones con enfoque principal en la dicloración del agua.

También se sugiere que una parte de permeado se recircule para dilución en agua de alimentación y la otra parte se le realice el postratamiento de agua recuperada para destinarse a reutilización.

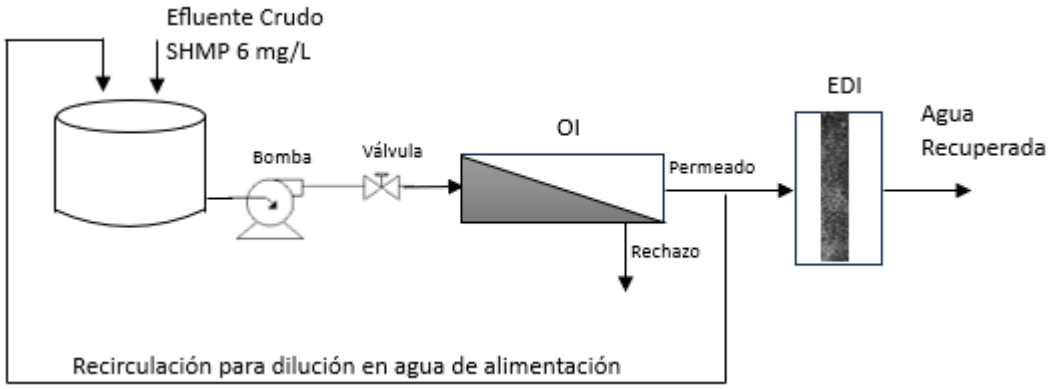


Figura 3.3. Diagrama de proceso del sistema RO para tratamiento de efluentes industriales para recuperación de agua.

CONCLUSIONES PARCIALES

- Se concluye que, los diferentes tipos de resinas si tienen efecto sobre los cloruros en el primer volumen, la remoción de sólidos totales y la capacidad de intercambio iónico
- Las diluciones no tuvieron efecto sobre la remoción de sólidos totales pero si sobre los cloruros en el primer volumen y sobre la capacidad de intercambio iónico.
- En la aplicación de los tres diferentes flujos de alimentación, se concluye que, si tuvieron efecto sobre los cloruros en el primer volumen, la remoción de solidos totales y en la capacidad de intercambio iónico.
- Se concluye que la dilución al 30% y 50% y el uso de las resinas HP2MGL Y WA21J llevan a una remoción de cloruros más evidente que con el efluente crudo y al usar la resina HPA25 a flujos de alimentación de 5 y 10 mL/min.
- Se concluye que al emplear la resina WA21J hay más remoción de solidos totales que al utilizar las otras dos resinas, sobre todo con un flujo de 15 mL/min del efluente crudo.
- Se concluye que al trabajar con la resina HP2MGL a un flujo de alimentación de 5 mL/min y una dilución del 50%, así como con la resina WA21J a 5 mL/min y una dilución del 33%, se observó una cantidad de 5 volúmenes tratados siendo esta cantidad mayor que aplicando las otras condiciones de operación lo cual permite aumentar el tiempo de operación de las resinas.
- Se concluye que todas las resinas se saturan en el segundo volumen, que no hay efecto en la dilución y que el mejor flujo con el que se trabajo fue de 5 y 10 mL/min.
- Se concluye que la velocidad de permeado en el proceso de ósmosis inversa se mantuvo constante después de los 18 minutos, y que esta fue de menor valor conforme se trabajaron conductividades mas altas de 6.5 y 10.7 mS/cm, trabajando a conductividades de agua de grifo (0.9 mS/cm) la membrana sucia subió al doble de su velocidad cuando se hizo el cambio por la membrana limpia. Sin embargo cuando se trabajo a conductividades de 6.5 y 10.7 mS/cm ya no hubo diferencia significativa en su velocidad de permeado cuando se cambio de la membrana sucia a la limpia, lo que indica que la eficiencia de la membrana por su velocidad de flujo de permeado se encuentra a una conductividad cercana de 0.9 mS/.

- Se concluye que aunque para las tres conductividades haya un rechazo de sales en el sistema de ósmosis mayor a 86% ésta no lo hace efectivo cuando se emplean conductividades de 6.5 y 10.7 mS/cm, ya que la densidad de flujo de permeado disminuye considerablemente y por lo tanto la recuperación de agua disminuye hasta cinco veces aproximadamente.
- Se concluye que al obtener un valor de coeficiente de ensuciamiento (SDI) mayor a 3 cuando trabaja a conductividades de 6.5 y 10.7 mS/cm, la membrana ya no puede operar de manera eficiente según la literatura.
- Se concluye que el flux de la membrana nos indica que la membrana trabaja mejor entre 1 y 4 mS/cm, variando de acuerdo que tan limpia se encuentre la membrana. Y que el pH no afecta al emplear éste tipo de membrana según la gráfica del punto isoeléctrico.
- Se concluye que la caracterización de la membrana por SEM, nos reafirmo que la membrana utilizaba se trataba de membrana semipermeable de poliamida por sus características morfológicas de “montes y valles”, y que además éste tipo de membranas es considerada como densa y uniforme.
- Se concluye que la membrana semipermeable de poliamida que se utilizó no es eficiente para trabajar con un efluente de conductividad de 6.5 y 10.7 mS/cm, que son valores que se obtienen en el primer volumen de las resinas de intercambio iónico, por lo tanto se recomienda emplear otros tipos de membranas entre las cuales se encuentran la celulosa o polisulfona que también se utilizan para la purificación de agua o implementar otro pretratamiento en el sistema de ósmosis inversa como podría ser la ultrafiltración o microfiltración para la desalación del agua.
- Se concluye que al evaluar la eficiencia de la Alternativa a la Evaluación del proceso de desalación, utilizando un Antiincrustante y efluentes diluidos (D1 y D2), con la adición del antiincrustante hexametafosfato de sodio en el proceso de ósmosis inversa, se obtuvo una mayor recuperación en el tratamiento de más del 50% al agregar 2 mg/L del mismo en los efluentes de 5,000 a 7,000 mg/L de concentración en la alimentación, este antiincrustante fue eficaz como inhibidor del carbonato de calcio y de los sulfatos de calcio según la literatura. Estos no sólo inhiben sino que pueden reducir el tamaño de las partículas del precipitado y provocar un aumento de la incrustación.

- También se concluye que es necesario evaluar la cantidad óptima de antiincrustante para hacer eficiente el uso del antiincrustante y no aumentar el ensuciamiento con los componentes del antiincrustante o para que la cantidad no sea suficiente y no provoque ningún efecto inhibidor.
- Finalmente se concluye que para la eliminación de Cloro y la eliminación de TDS remanentes en la alternativa del proceso de desalación se propone un postratamiento de EDI para que el agua recuperada pueda ser utilizada en la alimentación de calderas industriales debido a características de calidad < 30 mg/L de Cl-.

FUENTES CONSULTADAS

Acevedo D. B., 2018. Pruebas de adsorción y regeneración química de carbón activado granular de madera y de cáscara de coco para el tratamiento de agua residual de la industria del teñido textil. Tesis de maestría. Universidad Autónoma Metropolitana-Azcapotzalco. 1-131.

Anjaneyulu L., Chary S. y Raj S.,2005. Decolourization of industrial effluents. Available methods and emerging technologies. 4, 245–273.

Aranda M. G., Valladares M. G., 2018. Removal of colorants in wáter applying natural materials as adsorbents. Revista Latinoamericana el Ambiente y las Ciencias. (21) 9, 563-575.

Ayala M. E., Pañuela G., Montoya J. L., 2006. Procesos de membranas para el tratamiento de agua residual con altas cargas de colorante amarillo ácido 23. Revista Facultad de Ingenieria. (38), 53-63.

Barbosa V., Vieira A. C., Miorando T., Hemkemeier M., Cadore D. P., 2019. Water recovery from dairy rinse water by reverse osmosis: Giving value to water and milk solids. Resources. Conservation and Recycling. (140), 313-323.

Bierman Jr. H., Bonini C. P., Hausman W. H., 1994. Análisis cuantitativo para la toma de decisiones, eighth ed., Mc Graw-Hill, Col. Granjas Esmeralda Delegación Iztapalapa México, D.F., 1994.

Bilinska L., Gmurek M., 2021. Novel trends in AOPs for textile wastewater treatment. Enhanced dye by-products removal by catalytic and synergistic actions. Water Resources and Industry. S2212-3717 (21) 00023-8.

Boguniewicz J., Klosok I., Callegari A., Capodaglio A., 2020. Snack-food industry effluent pre-tratment for annatto dye and yeast removal: Process improvement for effectiveness and sustentainability. Journal of Cleaner Production 277, pp 1-10.

CONAGUA, Estadísticas del agua en México tipos de tratamiento de aguas residuales industriales. http://sina.conagua.gob.mx/publicaciones/EAM_2018.pdf, 2018 (acceced 20 November 2021).

Condorchem Envitech, Samrt ideas for wastewater & air treatment. https://condorchem.com/en/, 2021 (accessed 23 November 2021)

Condorchem, 2022. “Gestión de aguas salinas y tratamiento de salmueras industriales”. Fecha de consulta: 01 de Diciembre de 2022. URL. https://condorchem.com/es/blog/tratamiento-de-aguas-salinas-en-la-industria/

De Alcaide A., Análisis y evaluación de Inversiones, first ed., Gestor 2000, Barcelona, 1992.

De Morais S., Djalan F., Ferreira M., Domingos B., De Souza F., Castro B. and Balaban B., 2020. Effect of pH on the efficiency of sodium hexametaphosphate as calcium carbonate scale inhibitor at high temperature and high pressure. Desalination. 491, 114548. https://doi.org/10.1016/j.desal.2020.114548.

Escobar J., Muro C., Esparza M., Gómes R. M., Díaz C., García B., Ortega R. E., Zavala R. E., 2012. Recuperación de agua de efluentes de una industria de cereales utilizando membranas. Tecnologías y ciencias del agua, 3 (3).

Fábregas J., 2019. Membranas, DS y Fouling. Aigues.net. ICRATECH. Fecha de consulta 01 de Dicciembre de 2022. URL. https://www.aigues.net/forward-osmosis-iii-membranas-fouling/

García J., 2022. Tratamiento y recuperación de aguas de proceso en la industria agroalimentaria. https://www.ainia.es/ainia-news/tratamiento-recuperacion-aguas-proceso-industria-agroalimentaria/ (acceced 16 de Mayo de 2022).

Greenlee L., Testa F., Lawler D., Freeman F. and Moulin P., 2010. The effect of antiscalant addition on calcium carbonate precipitation for a simplified synthetic brackish water reverse osmosis concentrate. Water Res. 44, 2957-2969 (2010). 10.1016/j.watres.2010.02.024.

Guida S., Rubertelli G., Jefferson B., Soares A., 2021. Demonstration of ion exchange technology for phosphorus removal and recovery from municipal wastewater. Chemical Engineering Journal. 420 129913.

Hernández K., Muro C., Ortega. R., Velazquez S., Riera F., 2019. Water recovery by treatment of food industry wasterwater using membrane processes. Environment Technology, pp 1-26.

Jeong K., Son M., Yoon N., Park S., Shim J., Kim J., Lim J. L., Hwa Cho K., 2021. Modeling and evaluating performance of full-scale reverse osmosis system in industrial water treatment plant. Desalination. 518 115289.

Khalek D. and Abd-El-Nabey B., 2013. Evaluation of sodium hexametaphosphate as scale and corrosion inhibitor in cooling water using electrochemical techniques. Desalination. 311, 227-233. https://doi.org/10.1016/j.desal.2012.11.017.

Kumar B., Gao Y., Fan L., Roddick A. and Liu Z., 2017. Antiscaling effect of polyaspartic acid and its derivative for RO membranes used for saline wastewater and brackish water desalination. Desalination. 404, 224-229 (2017). https://doi.org/10.1016/j.desal.2016.11.019.

Lilane A., Saifaoui D., Hariss S., Jenkal H., Chouiekh M., 2019. Modeling and simulation of the performance of the reverse osmosis membrane. Materialstoday. 1-5.

López J. A., Coello M. D., Quiroga J. M., 2016. Comparative studies of reverse osmosis membranes for wastewater reclamation. Desalination. (191), 137-147

Lloréns M., 2016. “Agua y sostenibilidad en los procesos productivos de cuencas deficitarias”. Universidad de Murcia. Fecha de consulta: 01 de Diciembre de 2022. URL. https://www.um.es/documents/3456781/3691285/Depuracion_Llorens-1.pdf/2c454f3d-c5f8-422d-9e53-bc20e5f5b792

Muro C., Escobar J., Zavala R. E., Esparza M., Castellanos J., Gómez R. M., García M., 2009. Evaluación del proceso de microfiltración en un efluente residual de una industria alimenticia para su reúso. Contaminación Ambiental. (25) 4, 229-238.

Pascual D.A., 2016. Gestión y mantenimiento de depuradoras en industrias agroalimentarias. AINIA. 1-34.

Pavithra K. G., Kumar P. S., Jaikumar V., Rajan P. S., 2019. Removal of colorants from wastewater: Areview on sources and treatment strategies. Journal of Industrial and Engineering Chemestry. (75), 1-19.

Petrinic I., Korenak J., Povodnik D., Hélix C., 2015. A feasibility study of ultrafiltration/reverse osmosis (UF/RO)-based wasterwater treatment and reuse in the metal finishing industry. Cleaner Production, 1-9.

Pinelli D., Bovina S., Rubertelli G., Martinelli A., Guida S., Soares A., Frascari D., 2022. Regeneration and modelling of a phosphorous removal and recovery hybrid ion exchange resin after long term operation with municipal wastewater. Chemosphere. 286 131581.

Rojas J. L., Gutierrez E. C., Colina G. J., 2016. Obtaining and characterization of activated carbon obtained sludge treatment plant wastewater from a poultry industry. Universidad del Zulia, Venezuela. Ingeniería Investigación y Tecnología. 17, 453-462. ISSN 1405-7743.

Salary A., Mousa Y., Aleboyeh H., 2005. Kinetics of oxidative decolorisation of acid orange 7 in water by ultraviolet radiation in the presence of hydrogen peroxide. Separation and Purification Technology (43), 143-148.

Sosa G. L., Zalts A., 2012. Adsorción de colorantes sobre la tierra de diatomeas. Un trabajo de laboratorio con enfoque ambiental. Educación química para un futuro sostenible. Universidad Nacional Autónoma de México. ISSNE 1870-8404.

Srivastava A., Gupta B. Majumder A., Gupta A., 2021. A comprehensive review on the synthesis, performance, modifications, and regeneration of activated carbon for the adsorptive removal of various water pollutants. Journal of Environmental Chemical Engineering. 9 106177.

Tomassao G., 2011. Effluents from the food industry. University of Sao Paulo, Brazil. 26, pp 1-17.

Venzke C. D., Giacobbo A., Zoppas J., Moura A., Siqueira M. A., 2018. Increasing water recovery rate of membrane hybrid process on the petrochemical wastewater treatment. Process Safety and Environment Protection. S0957-582 18 30143-5.

Vilaseca M. M., 2015. Eliminación del color de las aguas residuales procedentes de la tintura con colorantes reactivos. Departament d'Enginyeria Textil i Paperera. Universitat Politécnica de Catalunya Barcelonatech. 1-172.

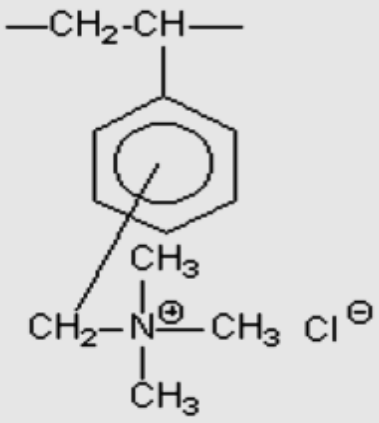
Wawrzkiewicz M., 2013. Removal of basic blue 3 dye by sorption onto catión exchange resin, functionalized and non-functionalized polymeric sorbents from aqueous solutions and wastewaters. Chemical Engineering Journal. (217), 414-425.

Zhang J., Amini A., O'Neal J. A., Boyer T. H., Zhang Q., 2015. Development and validation of a novel modeling framework integrating ion exchange and resin regeneration for water treatment. Water Research. (84), 255-265.

Zouhri N., Igouzal M., Larif M., Hafsi M., Taky M., Elmidaoui A., 2018. Desalination and water treatment prediction of salt rejection by nanofiltration and reverse osmosis membranes using Spiegler-Kedem model and optimisation procedure. Desalination and Water Treatment. (120), 1-10.

ANEXOS

Ficha Técnica de la resina aniónica HPA25

Base	type I
Product	DIAION™ HPA25
Chemical structure	
Ionic form	Cl
Appearance index	> 90
Apparent density (g/L-R)	625
Ion-exchange capacity (meq/mL)	> 0.5
Water content (%)	58-68
Particle size distribution > 1180 µm < 300 µm	 < 5 % < 1 %
Effective size (mm)	> 0.40
Uniformity coefficient	< 1.6
Maximum temperature (ºC)	< 60 (OH form) < 80 (Cl form)

Ficha Técnica de la resina aniónica HP2MGL

Product

Grade Name	DIAION™ HP2MGL
Type	Synthetic Adsorbents
Matrix	Methacrylic, Porous

Specification

Whole Bead Count	-	95 min.
Water Content	%	55 - 65
Particle Size Distribution thr. 355 µm	%	1 max.
Effective Size	mm	0.40 min.
Uniformity Coefficient	-	1.6 max.

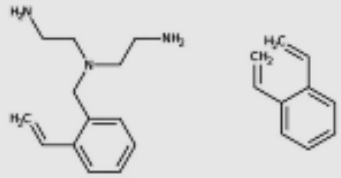
Properties

Shipping Density	g/L	725
Mean Particle Size	µm	570
Particle Density	g/mL	1.09
Specific Surface Area	m2/g	570
Pore Volume	mL/g	1.3
Pore Radius	Å	240

Recommended Operating Conditions

Maximum Operating Temperature	°C	130
Operating pH Range		0 - 14
Minimum Bed Depth	mm	800
Flow rate	BV/h	Loading 0.5 - 5
	BV/h	Displacement 0.5 - 2
	BV/h	Regeneration 0.5 - 2
	BV/h	Rinse 1 - 5
Regenerant		
		Organic solvents for hydrophobic compounds
		Bases for acidic compounds
		Acids for basic compounds
		Buffer solution for pH sensitive compounds
		Water for an ionic solution
		Hot steam for volatile compounds

Ficha Técnica de la resina aniónica WA21J



Diaion™ WA21J, resina de intercambio iónico, tipo poroso débilmente básico, 2,0 meq/ml en poli(estireno-divinilbenceno), Thermo Scientific™

1kg

Cantidad:

1kg

SDS

Código de producto.	**15485015**
Marca: Thermo Scientific Alfa Aesar	044618.A1

147.68€ / 1 Kg

En stock

Inicie sesión para ver el stock

Por favor, inicie sesión para comprar este producto. ¿No tiene usuario web? Regístrese hoy mismo.

Este artículo no se puede devolver. Vea la política de devoluciones

Descripción

Desacidificación, tratamiento de disolventes, refinado de gelatina, adsorción de aldehídos

Este producto de marca Thermo Scientific formó parte originalmente de la cartera de productos Alfa Aesar. Alguna información sobre documentos y etiquetas puede referirse a la marca original. El producto original Alfa Aesar / código de artículo original o la referencia SKU no ha cambiado como parte de la transición de la marca a Thermo Scientific.

Especificaciones

Nombre del producto químico o material	Diaion™ WA21J, ion exchange resin

Nombre de nota	Weakly basic porous type, 2.0meq/mL on poly(styrene-divinylbenzene)
CAS	65945-33-7
Olor	Amine-like
Tamaño de partículas	300 to 1180µm
Fórmula molecular	C23H31N3
Color	Amarillo
Sinónimo	1,2-ethanediamine, n-2-aminoethyl-n-ethenylphenyl methyl-, polymer with diethenylbenzene, 1,2-ethanediamine, n1-2-aminoethyl-n1-ethenylphenyl methyl-, polymer with diethenylbenzene, bis 2-aminoethyl 2-ethenylphenyl methyl amine; divinylbenzene, n'-2-aminoethyl-n'-2-ethenylphenyl methyl ethane-1,2-diamine; 1,2-bis ethenyl benzene
Cantidad	1kg
Clave InChI	UUZFYSHIFAAYRA-UHFFFAOYSA-N

Mostrar más

RUO - Para uso exclusivo en investigación

Parámetros técnicos del Sistema de Rotoplas de Ósmosis Inversa

Fuente de suministro de agua	Red municipal
Presión de entrada	100 a 300 kPa (1 a 3 kg/cm²)
Cantidad de agua purificada	7.8 L/h
Cantidad máxima diaria de agua purificada	187 L/ día
Capacidad del Tanque	12 L
Presión del Tanque	0.5 kg/cm²
Tipo de enjuague	Automático
Remosión de sales	95%
Temperatura de uso	5 °C - 38 °C
Tipo de protección eléctrica	II
Tensión de alimentación	127 V
Frecuencia	60 Hz
Potencia instalada	25 W
Consumo energético · Modo normal de operación · Modo de espera	 30 Wh 2 Wh
Relación de agua abastecida vs. agua purificada	4 - 1

Metepec, Estado de México a 25 de junio del 2024

DR. JOSÉ LUIS GARCÍA RIVAS
JEFE DE LA DIVISIÓN DE ESTUDIOS
DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

PRESENTE

Anteponiendo un cordial saludo, la abajo firmante DOY FE que el archivo Tesis_Adriana_Hernández_Miraflores.PDF es la versión final de a tesis de la C. Adriana Hernández Miraflores con número de control M22280264 que desarrolló como proyecto de investigación en la Maestría en Ciencias en Ingeniería Ambiental.

A T E N T A M E N T E

CLAUDIA ROSARIO MURO URISTA
DIRECTORA DE TESIS

MARÍA CLAUDIA DELGADO HERNÁNDEZ
CODIRECTORA DE TESIS

ADRIANA HERNÁNDEZ MIRAFLORES
TESISTA

Escaneado con CamScanner